



TITLE:

下水汚泥集約処理施設における汚  
泥溶融プロセス内でのリンの挙動  
解析と制御に関する研究(  
Dissertation\_全文)

AUTHOR(S):

岩部, 秀樹

---

CITATION:

岩部, 秀樹. 下水汚泥集約処理施設における汚泥溶融プロセス内でのリンの挙動解析と制御に関する研究. 京都大学, 2001, 博士(工学)

ISSUE DATE:

2001-11-26

URL:

<https://doi.org/10.14989/doctor.r10811>

RIGHT:

下水汚泥集約処理施設における汚泥溶融プロセス内での  
リンの挙動解析と制御に関する研究

2001 年

岩 部 秀 樹

下水汚泥集約処理施設における汚泥溶融プロセス内での  
リンの挙動解析と制御に関する研究

2001 年

岩 部 秀 樹

## 目 次

|   |    |
|---|----|
| 第1章 序論 .....                                      | 1  |
| 1-1 概説 .....                                      | 1  |
| 1-2 文献考察 .....                                    | 4  |
| 1-2-1 下水汚泥溶融処理にともなうリンの諸課題 .....                   | 4  |
| 1-2-2 下水汚泥溶融における成分調整の概念 .....                     | 5  |
| 1-2-3 金属精錬など他分野との関連について .....                     | 6  |
| 1-2-4 下水汚泥処理におけるリンの制御と回収 .....                    | 7  |
| 1-2-5 まとめ .....                                   | 7  |
| 1-3 本論文の目的と構成, 概要 .....                           | 8  |
| 1-4 引用, 参考文献 .....                                | 9  |
| 第2章 汚泥溶融プラントを含む下水汚泥集約処理施設における<br>リン収支の実態的検討 ..... | 15 |
| 2-1 概説 .....                                      | 15 |
| 2-2 汚泥溶融炉の概要 .....                                | 15 |
| 2-2-1 汚泥溶融炉の現状 .....                              | 15 |
| 2-2-2 汚泥表面溶融システム .....                            | 16 |
| 2-3 汚泥表面溶融炉実施設でのリンを原因とする障害事例 .....                | 17 |
| 2-3-1 二上浄化センター .....                              | 17 |
| 2-3-2 大阪南エースセンター .....                            | 18 |
| 2-3-3 御笠川浄化センター .....                             | 19 |
| 2-4 大阪南エースセンターにおける汚泥溶融炉プロセス周りでのリン収支調査 .....       | 20 |
| 2-4-1 大阪南エースセンターの概要 .....                         | 20 |
| 2-4-2 調査方法 .....                                  | 22 |
| 2-4-3 調査結果 .....                                  | 23 |
| 2-5 汚泥集約処理施設におけるリン収支調査 .....                      | 26 |
| 2-5-1 調査方法 .....                                  | 26 |
| 2-5-2 調査結果 .....                                  | 26 |
| 2-6 考察 .....                                      | 28 |
| 2-6-1 現状の課題 .....                                 | 28 |
| 2-6-2 研究課題の設定 .....                               | 31 |
| 2-7 結語 .....                                      | 32 |
| 2-8 引用, 参考文献 .....                                | 32 |



|                                      |           |
|--------------------------------------|-----------|
| <b>第3章 汚泥スラリーからのリン溶出と固定に関する実験的検討</b> | <b>41</b> |
| 3-1 概説                               | 41        |
| 3-2 実験方法                             | 41        |
| 3-2-1 対象汚泥                           | 41        |
| 3-2-2 実験操作方法および実験装置                  | 42        |
| 3-2-3 実験条件                           | 43        |
| 3-2-4 分析項目および方法                      | 44        |
| 3-3 汚泥からのリン溶出実験結果                    | 44        |
| 3-3-1 下水汚泥のリン形態分析                    | 44        |
| 3-3-2 水処理方式と汚泥からのリン溶出との関係            | 47        |
| 3-3-3 塩化第二鉄添加によるリン溶出抑制効果             | 49        |
| 3-3-4 リン溶出に与える汚泥濃度の影響                | 50        |
| 3-4 汚泥および汚泥分離液の溶解性リン固定化実験結果          | 50        |
| 3-4-1 供試試料性状                         | 50        |
| 3-4-2 ポリ鉄添加による効果                     | 51        |
| 3-5 考察                               | 56        |
| 3-5-1 リン存在形態とリン溶出                    | 56        |
| 3-5-2 金属量とリン溶出                       | 57        |
| 3-5-3 リン溶出速度                         | 58        |
| 3-5-4 リン溶出速度に与える水温の影響                | 59        |
| 3-6 結語                               | 60        |
| 3-6-1 汚泥からのリン溶出に関する挙動                | 60        |
| 3-6-2 汚泥および汚泥分離液の鉄塩による溶解性リン固定化に関する挙動 | 60        |
| 3-7 引用, 参考文献                         | 61        |

|  |           |
|--|-----------|
| <b>第4章 小型電気炉を用いた熔融プロセスにおけるリンの挙動に関する基礎的研究</b> | <b>63</b> |
| 4-1 概説                                       | 63        |
| 4-2 実験方法                                     | 63        |
| 4-2-1 実験装置と実験手順                              | 63        |
| 4-2-2 供試試料                                   | 64        |
| 4-2-3 実験条件および区分                              | 64        |
| 4-2-4 分析方法                                   | 65        |
| 4-3 実験結果                                     | 65        |
| 4-3-1 炭素添加による熔融時の酸化還元雰囲気の影響                  | 65        |
| 4-3-2 るつぼの違いによる熔融時の酸化還元雰囲気の影響                | 66        |

|  |           |
|--|-----------|
| 4-3-3 リン含有形態の影響  | 68        |
| 4-3-4 元素成分割合の影響-1  | 69        |
| 4-3-5 元素成分割合の影響-2  | 71        |
| 4-4 考察   | 73        |
| 4-4-1 リン製造プロセスと下水汚泥溶融プロセス                                      | 73        |
| 4-4-2 溶融における酸化還元雰囲気がリン固定化率に与える影響                               | 75        |
| 4-4-3 リンの存在形態がリン固定化率に与える影響                                     | 75        |
| 4-4-4 弱還元雰囲気において元素成分割合がリン固定化率に与える影響                            | 76        |
| 4-4-5 強還元雰囲気において元素成分割合がリン固定化率に与える影響                            | 78        |
| 4-5 結語   | 79        |
| 4-6 引用, 参考文献   | 80        |
| <b>第5章 汚泥溶融プロセスにおけるリンの挙動と制御因子に関する研究</b>                        | <b>83</b> |
| 5-1 概説   | 83        |
| 5-2 大阪南エースセンターにおけるリン挙動制御                                       | 83        |
| 5-2-1 背景および設備概要  | 83        |
| 5-2-2 調査方法   | 83        |
| 5-2-3 調査結果   | 84        |
| 5-3 御笠川浄化センターにおけるリン挙動制御  | 86        |
| 5-3-1 背景および設備概要  | 86        |
| 5-3-2 調査方法   | 87        |
| 5-3-3 調査結果   | 88        |
| 5-4 考察   | 90        |
| 5-5 結語   | 93        |
| <b>第6章 汚泥溶融プラントを含む下水汚泥集約処理施設における<br/>リン収支モデルとシミュレーションによる評価</b> | <b>95</b> |
| 6-1 概説   | 95        |
| 6-2 リン収支モデルの構築   | 97        |
| 6-2-1 汚泥からのリン溶出モデル   | 97        |
| 6-2-2 鉄系凝集剤によるリン不溶化モデル   | 99        |
| 6-2-3 汚泥溶融プロセスのリン収支モデル   | 103       |
| 6-2-4 下水処理プロセス全体のリン収支モデル                                       | 105       |
| 6-3 シミュレーションによる物質収支とリン回収方法の検討                                  | 110       |
| 6-3-1 シミュレーション条件設定   | 110       |
| 6-3-2 水処理方式による汚泥集約処理施設受入汚泥の性状変化予測                              | 112       |

|                                     |            |
|-------------------------------------|------------|
| 6-3-3 水処理方式の差異が汚泥集約処理施設内のリン収支に与える影響 | 117        |
| 6-3-4 汚泥集約処理での薬剤添加の効果               | 124        |
| 6-4 シミュレーション結果に基づく考察                | 136        |
| 6-4-1 シミュレーション結果の要約                 | 136        |
| 6-4-2 スラグへのリン固定化率                   | 138        |
| 6-4-3 返流水リン負荷量                      | 139        |
| 6-4-4 リンの排出抑制がランニングコストに与える影響        | 141        |
| 6-5 結語                              | 144        |
| 6-6 引用, 参考文献                        | 146        |
| <b>第7章 結論</b>                       | <b>159</b> |
| <b>謝辞</b>                           | <b>167</b> |

## 第1章 序論

### 1-1 概説

下水道普及率が平成11年度末で60%に達し、社会資本整備の柱としての下水道事業が転機を迎えようとしている。新たな整備目標として雨水整備率、高度処理人口などが掲げられ、生活基盤の整備から一步進んだ方向へと歩みを開始している。閉鎖性水域の富栄養化問題への対策がより現実味を帯びて検討実施され、また環境基準にリン、窒素が取り上げられ、それに基づく処置が各地でなされようとしている。窒素、リンに関わる高度処理はすでに公共下水道では58ヶ所を越える処理場で実施されているが、東京湾、伊勢湾、瀬戸内海など主要な内海、霞ヶ浦、琵琶湖など主要な湖沼での環境対策としてのリン、窒素除去は特定水域高度処理基本計画に基づき各地で順次本格採用されつつある。これらの地域は主要な政令都市をはじめとする人口集積地区であり、高度処理人口比率での貢献度が極めて大きい地域である<sup>1)</sup>。

窒素に関しては生物学的窒素除去法が大半を占め、アンモニア性窒素を硝化、脱窒し、窒素ガスとして水相より大気へと放散することで下水からの除去が行われている。一方、リンに関しては生物学的リン除去法と物理化学的除去法がそれぞれ実用化され採用されている<sup>2)</sup>。それぞれの利点、欠点が存在するが、主に運転費用の経済性を重視すると嫌気-好気法、嫌気-無酸素-好気法などの生物学的リン除去法が採用され、一方、アルミニウムあるいは鉄系凝集剤を用いる物理化学的除去法は凝集剤の薬品費、污泥発生量の増加にともなう污泥処理費用の増大など運転経費がかさむものの、確実なリン除去法として採用されるケースが多く、生物学的リン除去法を補完する方法として生物学的除去法と併用されることもある<sup>3)</sup>。下水中のリンは大半が $\text{PO}_4\text{-P}$ として存在するが、何れの処理法でも水相から污泥など固相への移行という形で下水より除去される。したがってリン除去を対象とする高度処理が進むとリン含有率の高い污泥が水処理系より発生することになる。污泥処理は一般には濃縮、脱水と減容化され脱水污泥として処分されるケース、さらにコンポスト化され緑農地利用されるケース、焼却など熱操作によりさらに減容化され処分される、あるいは焼却灰を建設資材などとして有効利用するケースなどがあり、そのプロセス選択は污泥の最終処分の方式により決定されている。また、近年では1,300℃以上の高温で熔融処理し、生成されるスラグを建設資材等として利用する方式も増加する傾向にある。表1-1に下水污泥の有効利用実施状況を示す<sup>1)</sup>。

污泥処理は基本操作として固液分離、熱操作による酸化・燃焼があるが、この他生物学的処理法として污泥消化法があり、主に嫌気性での酸分解、メタン発酵が行われる。また、熱を利用した乾燥により水分除去を行って減容化する乾燥方式が採用されることもある。減容化操作は物理的な固液分離が最も効果的であり、そこでは分離液としての廃水が発生し、廃水は返流水として水処理系に返送され再処理されている。生物学的リン除去法では下水中の $\text{PO}_4\text{-P}$ をポリリン酸として取り込んでおり、その污泥を嫌気性状態に置くとポリリン酸が分解し

表 1-1 下水汚泥の有効利用実施状況(汚泥発生時乾燥重量ベース)<sup>1)</sup>

(平成 10 年 4 月 1 日～平成 11 年 3 月 31 日)

(単位 : 千 ds-t)

| 処理性状<br>区分                 |        | 脱水ケーキ | 焼却灰 | 乾燥汚泥 | コンポスト | 熔融スラグ | 計     |
|----------------------------|--------|-------|-----|------|-------|-------|-------|
| 緑<br>農<br>地<br>利<br>用      | 自治体で実施 | 19    | 0   | 7    | 33    | 0     | 60    |
|                            | 民間に引渡し | 12    | 19  | 13   | 166   | 0     | 210   |
|                            | 小計     | 32    | 19  | 20   | 199   | 0     | 270   |
| 建<br>設<br>資<br>材<br>利<br>用 | 自治体で実施 | 37    | 337 | 0    | 0     | 57    | 431   |
|                            | 民間に引渡し | 7     | 313 | 0    | 0     | 32    | 353   |
|                            | 小計     | 44    | 650 | 0    | 0     | 88    | 783   |
| 合 計                        |        | 76    | 669 | 20   | 199   | 88    | 1,053 |

て再放出することが知られており、濃縮プロセスあるいは嫌気性消化プロセスにより発生する分離液中には高濃度の  $\text{PO}_4\text{-P}$  が含まれ、水処理系へ返流されている。結果的にリン除去を目的とした高度処理の処理効率を落とすことになるため、返流水からのリン除去の必要性も高まっている<sup>4)~13)</sup>。さらには高濃度に  $\text{PO}_4\text{-P}$  を含む廃水から有用資源であるリンを回収する方法もいくつか提案され、MAP 法<sup>14)~18)</sup>、フォストリップ法<sup>19),20)</sup>などが開発されている。

下水中に含まれ下水処理場に流入するリンは、マクロな物質収支としては、処理水として外部水域に放流排出されるもの、脱水汚泥あるいは焼却灰など固形物として系外に排出されるもの、大気に放散するものが挙げられる。ただし水処理で発生した汚泥の最終形態が脱水汚泥や焼却灰の場合、リンの大気への放散は起こらないと考えられる。この点について、筆者らは小型電気炉を用いた実験により下水汚泥を 800℃まで加熱してもリンは焼却灰中に残存することを確認している。また実際の焼却施設におけるリン収支を調査した報告からも、焼却炉に入ったリンはほとんど大気へ放散せず、ほぼ完全に焼却灰に残存することが確認されている。

下水汚泥の熔融処理は昭和 50 年頃から開発が始まり、本格的実用機は富山県小矢部川流域二上浄化センターで昭和 63 年に稼働し、以降 20 基を越える熔融炉が稼働している。この中で東京都南部スラッジセンター、関西圏では日本下水道事業団が推進している広域汚泥処理事業であるエースプランでは大阪北東、大阪南、兵庫西の 3 ヶ所が汚泥処理の集約処理施設として熔融炉を採用している。この中で先に稼働開始した二上浄化センターにおいて汚泥熔融システムの排ガス処理ラインで熱交換器の腐食によるトラブルが発生した。調査の結果、機材への付着物から高濃度のリン化合物が分析され、リン酸による金属材料の腐食であることが判明した。高温の熔融炉内で汚泥が熱分解、燃焼、熔融される過程で汚泥中のリンが揮散して排ガス系統に移行し、排ガス温度が下がっていく過程でダストともに機材に付着

して潮解性をおびたリン酸化合物として金属腐食を起こしたものと推定された。エースプランの大阪南、大阪北東ではリンのスラグへの固定化率が低いこと、溶融処理の排ガス処理廃水に含まれるリンの返流負荷が大きいことなどが指摘された<sup>21)~25)</sup>。一方でこれら溶融処理にともなうリンに関わるトラブルの報告がないケースもあり、溶融処理に普遍的現象かどうか疑問視された。そこで溶融処理においてリンが排ガスに移行する条件、裏返せば溶融スラグに安定して固定化する条件を見つけだし、安定した溶融炉の運転と返流水のリン負荷削減方法が求められるようになってきた。リン腐食に対して金属材料の材質で対応する臨床的対応と並行して文献調査あるいは現場での運転操作条件の模索が行われた<sup>21),26)</sup>。その中で汚泥溶融プロセス自体がリン鉱石からリンを製造する乾式プロセスに類似していること、通常溶融炉の操作因子として重要視されている塩基度調整がリンの挙動に影響を与えている可能性があること<sup>21)</sup>、下水でも焼却灰を対象とした溶融炉ではリン揮散による障害等が報告されていないことなどが明らかになってきた<sup>27)</sup>。

これらのことにより、安定した溶融炉の運転と返流水のリン負荷削減を目的とした場合、溶融プロセスにおいて安定してスラグ中にリンを固定する要件としては、汚泥中の金属成分とリンとの関わり、溶融炉の運転雰囲気が大きく関わっていると推定された。この中で汚泥成分については水処理から発生する段階でその方式により支配されるものと、その後の汚泥処理過程で薬剤を加えることで変化する場合がある。溶融における塩基度調整もまさにその後者の代表的なものである。塩基度調整で使用される消石灰はカルシウム塩であるが、この他下水処理で使われる主な金属塩はアルミニウム系、鉄系などがあり、これらは凝集剤としてリン除去に使われたり<sup>28)~39)</sup>、汚泥処理での固液分離効率を上げるための凝集剤として<sup>40)</sup>、あるいは汚泥から発生する硫化水素などの臭気成分、腐食ガスの発生抑制のため<sup>41)~43)</sup>と多方面で使用されている。また、これら金属塩を加えることは汚泥あるいは灰分の増加に直結し運転経費の増加、処理処分費の増加につながるため、可能な限り添加量を抑え、効果的な使い方をしなければならない。したがって単に溶融炉での安定操炉だけの最適化ではなく、下水処理システム全体を考慮した最適化が望まれ、金属塩の合理的使用方法の模索が必要となった。

下水道の普及にともない二次処理まではほぼ完備した大都市地域では、高度処理用地の確保、増え続ける汚泥の経済的処理処分を目的として、汚泥の集約処理を採用することが増えてきている<sup>1),44)~50)</sup>。汚泥処理から解放された水処理は返流水からの汚濁物質の負荷が軽減され、より高度な水処理が可能となることをはじめとする利点がある一方、汚泥の集約基地では設備のスケールアップ効果による経済性追求の反面、大量の返流水が発生しそれが隣接する処理場へ戻される場合にはその負荷が無視し得ないばかりか、これからの総量規制、高度処理化へ対応するには返流水自体を十分に処理した後に隣接処理場に戻さねばならない。そのための返流水処理施設はエースプランでも当初から計画され、BOD、COD、窒素、リンを除去することが盛り込まれていた<sup>51),52)</sup>。また、そのための効率的処理方法についての検討も行われた。しかし、溶融プロセスを集約処理システムに組み込むことで、リンに関してより大きな返流負荷をかけざるを得ないことが実体として明らかになってきた<sup>22)</sup>。まして下水処理

場の高度処理化が進展することで汚泥中のリン含有量が増加していくことは自明のことであり、このリンの取り扱いが汚泥集約処理施設での大きな課題となり、とりわけ溶融プロセスを含む場合には解決せねばならない必須の課題となった。この新たな状況の中で溶融炉でのリンの挙動を明らかにした上で、集約化処理施設でのリンの挙動、さらにその上流側となる下水処理場におけるリン除去のための高度処理方式との関連性を明らかにすることは、今後の高度処理システム、汚泥集約処理システムを構築する上で極めて有用であると考えられる。

## 1-2 文献考察

### 1-2-1 下水汚泥溶融処理にともなうリンの諸課題

下水汚泥溶融炉はもともと異分野からの技術導入であるため、被溶融物の性状の違いにより当初用いられていた分野とは異なる現象が見られる可能性がある。下水汚泥の特徴の一つはリン含有率の高さであり、そのため下水汚泥溶融炉ではリンに関する問題が起こる可能性は十分あった。

下水汚泥溶融処理でのリンの挙動については、1993 年に各元素の溶融処理における挙動に関連して Fukui ら<sup>53),54)</sup>が下水汚泥(高分子系, 石灰系)を電気炉で 1200℃まで加熱することによる各元素の減少率を測定した。高分子系, 石灰系いずれの汚泥も、Ca, Si, Fe, Al, Mg, Cr は 1200℃まで加熱してもほとんど揮発しなかったが、Na, K, S, Cl, Zn, Pb は 80%以上が揮発した。リンは汚泥性状により異なり、高分子系汚泥では 50～60%程度が揮発したのに対し、石灰系ではほとんど揮発しない結果であった。揮発しやすい元素については、実際のコークスベッド溶融炉においても、スラグ中にはほとんど固定化されず、乾式電気集塵機ダスト中に高濃度で存在することが確認された。またリンはスラグと乾式電気集塵機ダスト両方に同程度の濃度で存在していた。この論文の中ではリンによるダスト性状悪化等の課題はまだ取り上げられていない。

溶融炉でのリンの問題に関して実機での挙動に初めて言及されたのは、1995 年の高橋ら<sup>21)</sup>の発表である。大阪北東エースおよび大阪南エースで処理汚泥が石灰系から高分子系に移行することにより、リンのスラグへの固定化率の低下、排ガス処理設備へのリン化合物の付着による材料腐食の懸念を問題として取り上げている。この対策について、電気炉による室内実験と実機での実験による検討が行われた。室内実験では、塩基度調整用の消石灰を Ca/P モル比として 2.0 以上になるよう汚泥に添加することで、スラグへのリン移行率を 80%以上にすることができるとしている。実機による実験(北東エース)でも、消石灰添加により空気予熱器の差圧上昇を抑制することができたとして、Ca 添加によりリン揮散が抑制され、空気予熱器へのリン化合物付着が防止できたとしている。

また、実溶融施設におけるリン収支についての調査は、1997 年の三品ら<sup>22)</sup>および岩部ら<sup>23)</sup>の発表が最初である。大阪南エースセンターでのリン収支調査の結果、スラグへのリン固定化率は 75%となり、現状のままでは場外へ排出される返流水のリン負荷が高く、返流水リン負荷

削減対策が求められている。溶融施設でのリンの問題が水処理系にも影響を及ぼす可能性を指摘し、下水処理全体でのリン制御の必要性を求めている。

杉森ら<sup>25),26)</sup>はコークスベッド方式で溶融処理を行っている大阪北東エースセンターでのリン収支調査結果について報告している。リンのスラグへの固定化率は 55%程度で、溶融炉前での消石灰添加率を上げてリンの固定化率は向上しなかった。その結果、ダストや洗煙排水中に多くのリンが移行していると明らかになった。排ガス処理工程でのリン形態について分析した結果、ガス状のリンの割合はガス温度の低下とともに減少しており、排ガス処理工程の途中でリンが凝縮したことを示している。ダスト中のリンの形態は、850℃の廃熱ボイラ上部付近までは 4 価のピロリン酸塩が、それ以下の温度域では 2 価または 3 価のリン酸塩が同定された。

三羽ら<sup>27)</sup>は旋回式溶融方式による処理を行っている 2 処理場でのリン収支調査結果について報告している。いずれも流動焼却灰を溶融処理しているが、スラグへのリン固定化率は各々 90%と 74%であった。これらの違いについては、固定化率が高かった処理場では塩鉄・石灰による脱水をしていることを原因の一つに挙げている。いずれの処理場も灰分収支は 20%程度が排ガスに移行しているが、これらは後工程で捕集されて再び溶融炉に投入され、結果的に焼却炉に投入されたリンのほぼ全量がスラグに移行している。

#### 1-2-2 下水汚泥溶融における成分調整の概念

リンの挙動が石灰系汚泥と高分子系汚泥で異なること、また石灰添加によりリン揮散が抑制されることから、汚泥性状および成分調整とリン挙動の関係について把握することが必要である。

下水汚泥溶融において通常行われる成分調整は、 $\text{CaO}/\text{SiO}_2$  (wt/wt) で表される塩基度調整である。塩基度調整の目的は、融点と流動性の調整である。

一般的に純物質の融点は高く、例えば  $\text{SiO}_2$  では融点が 1723℃、 $\text{CaO}$  では 2570℃、 $\text{Al}_2\text{O}_3$  では 2020℃となる。これらが混合されると、混合物の融点は混合前の単体のそれよりも低くなる。 $\text{SiO}_2$  -  $\text{CaO}$  の 2 成分系では、 $\text{CaO}/\text{SiO}_2$  (wt/wt) で表される塩基度が 0.39~1.38 の範囲で融点 1500℃程度まで下がる。さらに塩基度を 1.0 に固定し  $\text{Al}_2\text{O}_3$  重量比を変化させた場合、 $\text{Al}_2\text{O}_3$  重量比 17% ( $\text{SiO}_2 = \text{CaO} = 41.5\%$ ) で融点は最も下がり 1300℃程度となる<sup>54)</sup>。

村上ら<sup>55)</sup>は実際の下水汚泥を用いて  $\text{SiO}_2$  含有率と溶流点温度の関係について調べ、 $\text{SiO}_2$  含有率 30%程度が溶流点温度が低くかつ流動性が高い点とし、下水汚泥の溶融特性は塩基度だけでなく  $\text{SiO}_2$  含有率も加えて判断するべきであると提唱している。

村上ら<sup>56)</sup>は  $\text{CaO}/\text{SiO}_2$  (wt/wt) で表される塩基度以外に、 $\text{Al}_2\text{O}_3$ 、 $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 、 $\text{MgO}$ 、 $\text{P}_2\text{O}_5$  も塩基度を表す構成成分に加えた新たな指標により、溶流点等との相関を調べた。その結果、下水汚泥溶融の場合は現在用いられている  $\text{CaO}/\text{SiO}_2$  (wt/wt) で表される塩基度が最も簡便な指標として妥当であると判断した。

溶融時の成分調整とは異なるが、下水処理法の差異による汚泥成分の影響として、村田ら



<sup>57)</sup>は PAC 添加による高度処理を行った場合の溶融処理へ与える影響について、るつば転倒法による溶融特性の検討を行っている。高分子系凝集剤による脱水を行った場合、水処理用の脱リン凝集剤は Al 系よりも Fe 系を用いた方が溶融特性は改善されるとしている。

また、高岡ら <sup>58)</sup>は溶融におけるリンの挙動について、下水汚泥焼却灰を電気炉で 1500℃まで加熱し、溶融温度と塩基度調整の効果について検討した。リンは溶融温度と塩基度によらずほぼスラグ中に固定化され(90%以上)、X 線回折測定の結果、溶融温度が高いほど  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$  のピークが明確に確認され、リンは Ca と結晶を形成することによりスラグ中に固定化されるとした。

吉野ら <sup>59),60)</sup>は試薬を調合した人工灰を小型電気炉で溶融し、試薬調合割合を変えることによる溶融特性、スラグ物理特性へ与える影響を検討した。溶融特性については、 $\text{CaO}/\text{SiO}_2$  で表される塩基度以外に  $\text{Al}_2\text{O}_3$  も指標として取り入れる方が望ましく、またスラグ物性については、スラグのすり減り減量は結晶化が進行するほど低下するとした。

### 1-2-3 金属精錬など他分野との関連

鉄鋼精錬では、還元生成した鉄の副生成物としてスラグができる。スラグは生成した鉄と反応してその化学組成に変動を与えるため、スラグの成分調整により鉄の組成が変わってくる。このときスラグの性質を表す指標として用いるのが塩基度である。ここで用いられる塩基度は、無機成分の酸塩基性の比率を表すもので、酸性成分( $\text{SiO}_2$  等)に対する塩基性成分( $\text{CaO}$ ,  $\text{MgO}$  等)の割合を示す。塩基度は①  $\text{CaO}/\text{SiO}_2$ , ②  $(\text{CaO}+\text{MgO})/\text{SiO}_2$ , ③  $(\text{CaO}+\text{MgO})/(\text{SiO}_2+\text{Al}_2\text{O}_3)$  等が用いられ、どの指標を用いるかはスラグ性状等に依存する <sup>61)</sup>。

高炉内での鉄の脱硫はスラグ中の  $\text{CaO}$  成分により行われるが、このときのスラグ性状を調整する指標に塩基度が用いられている。スラグの塩基度を高めることにより還元鉄中の S がスラグ中の  $\text{CaO}$  と反応して脱硫が行われる。また塩基度が高くなるとスラグ中の Fe 成分も減少する。これは塩基度の増加によりスラグから鉄分が遊離し、コークスによる鉄の還元が容易になるためである <sup>61)</sup>。

Cu, Pb, Zn, Sn, Ni などの非鉄金属精錬においても塩基度に基づいたスラグの成分調整が行われるが、鉄鋼精錬の場合と同様に目的金属相の成分調整のためにスラグの塩基度を調整する以外に、スラグの融点および流動性の調整のために成分調整を行っている側面もある。スラグ組成の調整剤は石灰石、ケイ石、鉄鉱石などが用いられるが、これらは溶剤(フラックス)と呼ばれていることから塩基度調整がスラグの融点・流動性を調整していることが分かる <sup>62)</sup>。

非鉄金属精錬におけるスラグの融点は 3 成分状態図より予測する。流動性は基本的に  $\text{SiO}_2$  のような酸性酸化物が流動性を減らすのに対し、 $\text{CaO}$  や  $\text{FeO}$  のような塩基性酸化物は流動性を高める方向に作用する <sup>62)</sup>。

以上のように、下水汚泥溶融では融点と流動性の調整を主目的として塩基度調整が行われているが、鉄鋼精錬における脱硫操作のように成分調整により元素の挙動が変化することから、

下水汚泥溶融においても汚泥性状や成分調整により溶融時のリン挙動が変化すると考えられる。

#### 1-2-4 下水汚泥処理におけるリンの制御と回収

以上のような溶融処理にともなうリンの揮散などの課題に対する検討も行われはじめ、長沢ら<sup>63),64)</sup>は下水汚泥焼却灰を小型電気炉で溶融し、焼却灰に黒鉛と酸化カルシウム、酸化鉄、塩化第二鉄を添加することの影響を検討した。黒鉛無添加時には酸化雰囲気での溶融となり、成分調整の有無に関わらずリンは高い固定化率を示した。黒鉛を添加した還元雰囲気での溶融では、Ca または Fe の添加によるリン固定化率向上効果が見られ、特に鉄分を添加したリン固定化効果が高かった。還元雰囲気で溶融した場合、スラグからメタルが分離し、鉄分添加によりメタル生成割合は増加し、それに伴いメタルへのリン移行率も増えたと報告している。

また、下水汚泥処理プロセスを通じてリンを資源として回収しようという試みもはじまり、中原ら<sup>65)~67)</sup>は電気抵抗式溶融炉を用いて下水汚泥焼却灰を還元溶融することにより、リンを還元・揮発させ、凝縮塔で黄リンを回収した。回収した黄リンは工業品と同等品質であり、溶融処理によるリン回収の一つの可能性を示した。

この他、汚泥あるいは焼却灰中のリン含有率の高さに注目して、薬品によって焼却灰からリンを溶出させ溶液中のリンを回収する方法が提案されている。高橋ら<sup>68),69)</sup>は硫酸による酸性条件下で重金属類とリンをその溶出条件の差異により分離析出させる方法を提案している。また、珠田ら<sup>70)</sup>は同じく硫酸によりリンを溶出させた後、溶液に塩化マグネシウム、アンモニアを加え pH 調整した上で MAP を生成させ回収する方法を、西田ら<sup>71)</sup>あるいは岩部ら<sup>72)</sup>は酸による溶出の後、リン吸着剤により選択的にリンを吸着させ、それをアルカリ剤により脱着精製する方法を検討している。同様に日野ら<sup>73),74)</sup>は酸溶出させたリンの溶媒抽出方法を提案しているが、これを回収する手段が異なり、重金属との分離方法、最終形態、回収コストなどがポイントとなっている。また、吉田ら<sup>75),76)</sup>は焼却灰中のリンをアルカリにより溶出させ、同時に溶出するアルミニウムとを溶媒抽出により分離回収する方法を報告している。

#### 1-2-5 まとめ

以上、本節では既往の研究事例により汚泥溶融処理にともなうリンの挙動に関して、すでに明らかになっている事項を整理した。溶融処理にともなう汚泥中のリンが揮発、揮散して障害を起こす可能性が示唆されたが、その揮散の状況、スラグへ固定化される割合など研究、調査によりかなりのばらつきがあり、何が障害となるのかその影響度合いはどうか十分に説明されているとは言い難い。

溶融炉の形式によってもその挙動は異なっていることが報告されており、その概要を表 1-2 にまとめる。その原因となる要素は何か。また、溶融炉では一般に融点を下げることが主目的として塩基度調整が行われる。リンの挙動に関しては、運転管理の指標として汎用されている  $\text{CaO}/\text{SiO}_2$  (wt/wt) で表現される塩基度との関連が強いことが示唆された。また、汚泥の脱水

表 1-2 既報告による溶融処理におけるリンの挙動

| 溶融炉形式    | 被溶融物種別      | スラグへのリン固定化率 | 備 考     | 文献  |
|----------|-------------|-------------|---------|-----|
| 表面溶融炉    | 高分子系汚泥      | 75～81%      | 塩基度 1.1 | 23) |
|          | 高分子系汚泥      | 88～93%      | 塩基度 1.5 | 24) |
| コークスベッド炉 | 石灰・高分子系混合汚泥 | —           | 塩基度 0.2 | 21) |
|          | 石灰・高分子系混合汚泥 | 54%         |         | 25) |
| 旋回溶融炉    | 石灰系焼却灰      | 90%         |         | 27) |
|          | 高分子系焼却灰     | 74%         |         | 27) |

調質方法により、石灰系汚泥と高分子系汚泥では溶融プロセスでのリンの挙動が異なることが報告されたが、これらに関する定量的解釈は不十分である。リンの挙動に関して何を指標に説明ができるのかを示すことの必要性が求められている。

また、下水高度処理が進展して汚泥中のリン濃度の上昇が予測される中で下水処理を溶融処理まで一体とした場合に、Fe, Ca, Al など金属塩の効果的な使用方法、それと溶融処理との関わりを明らかにしておくことが重要と考えられる。

### 1-3 本論文の目的と構成、概要

本研究の目的とするところは、まず汚泥溶融炉周りにおけるリンの挙動の実体を明らかにした上で、溶融プロセスでのリンの挙動に与える影響因子を特定し、溶融炉の安定運転と溶融プロセスからの返流水中のリン負荷量を削減する方法を明らかにすることである。さらに窒素、リン対策の下水高度処理に用いられる凝集剤、汚泥処理に用いられる凝集剤が溶融処理に与える影響を考察した上で、汚泥溶融処理を含む汚泥集約処理施設における金属系薬剤の最適な使用方法を、先に述べた溶融炉の安定運転およびシステム全体の最適な構築を目指して、検証を行うことにある。

第 2 章では、汚泥溶融プロセスにおけるリンの挙動を明らかにするために、日本における下水汚泥溶融処理の現状について述べ、実施設での溶融プロセスにおけるリンの挙動に関わる現象を整理し、さらに汚泥溶融プロセスを含む汚泥集約処理施設のリン収支に関するデータを整理した上で、今後進展するであろう下水高度処理の普及を睨んで溶融処理および汚泥集約処理システムでの課題を抽出する。

第 3 章では、汚泥集約処理施設では上流に位置する下水処理場で発生し送られてくる汚

泥を受け入れ濃縮、脱水、乾燥、溶融といった処理が行われるが、その間に汚泥からのリンの溶出現象が生じる。特に生物学的リン除去法による汚泥は送泥、貯留といった過程で汚泥からのリンの吐き出し現象が起き、液相へリンが再放出される。これに関して、汚泥スラリーからのリン溶出の条件を小規模実験と汚泥中のリン形態分析を通じて検討し、水処理方式との関わり、そこで用いられる凝集剤との関係、またリンの再溶出を防止するための対策について考察する。

第4章では、汚泥溶融プロセスにおけるリンの基本的挙動を明らかにするために、るつぼを用いた小規模実験に基づく考察を行う。リンのスラグへの固定化率を指標として、汚泥の組成、リンの形態、金属塩、溶融雰囲気パラメータとした基礎実験結果より、その制御因子について考察する。その中で汚泥溶融プロセスでのリンの挙動を示すモデル式を提案する。

第5章では、実際の汚泥溶融設備でのリンの挙動調査を通じて、第4章の基礎実験の妥当性を検証する。

第6章では、第3章、第4章および第5章での実験、調査結果をもとに、汚泥溶融処理プロセスを含む汚泥集約処理施設を想定して、水処理からの汚泥発生、送泥・貯留、集約処理施設内の濃縮、脱水、乾燥、溶融処理を含むシステムにおけるリンの挙動を明らかにするための物質収支モデルを構築し、溶融炉の安定運転、集約処理施設からのリン排出量を目的関数として経済性を考慮したシミュレーションを行い、金属塩の取り扱い方法を軸に最適な設計・操作因子の検討を行う。

第7章で、以上により得られた結果をまとめる。

#### 1-4 引用、参考文献

- 1) 建設省都市局下水道部 監修：平成12年日本の下水道（2000）
- 2) 建設省都市局下水道部 監修：平成11年日本の下水道（1999）
- 3) 日本下水道協会：高度処理施設設計マニュアル(案)（1994）
- 4) 栗林宗人, 村上忠弘：汚泥処理プロセスよりの返流水の実態と処理性, 下水道協会誌, Vol.22, No.253, p.26-41 (1985)
- 5) 小池秀三：生物学的脱リン法の余剰汚泥の処理に関する実験調査, 用水と廃水, Vol.30, No.1, p.6-14 (1988)
- 6) 松尾和正, 砥上靖孝：生物学的脱リン汚泥のリン封鎖のための汚泥処理法, 用水と廃水, Vol.30, No.1, p.15-20 (1988)
- 7) 田中俊博, 川上彰, 加藤登：生物学的脱リン法における汚泥処理工程からのリン返流量の軽減方法, 用水と廃水, Vol.30, No.1, p.21-29 (1988)
- 8) 落合壽昭：嫌気-好気活性汚泥法の余剰汚泥の処理技術, 用水と廃水, Vol.30, No.1, p.31-38 (1988)
- 9) 福山洋二, 竹内忠雄, 堀口忠雄：生物学的脱リン法の余剰汚泥の処理技術, 用水と廃

- 水, Vol.30, No.1, p.39-45 (1988)
- 10) 村上孝雄 : 生物学的脱リン法における汚泥処理返流水リン負荷の影響とその削減方法に関する一考察, 下水道協会誌, Vol.26, No.296, p.19-30 (1989)
  - 11) 本間康弘, 田中俊博, 野口広, 北村輝明, 米山豊, 上野孝司 : 汚泥集約処理における返流水処理システムの開発, 環境衛生工学研究, Vol.14, No.3, p.158-163 (2000)
  - 12) 村上孝雄, 小池秀三, 谷口尚弘, 江角比出郎 : 実施設による生物学的脱リンプロセスのリン収支の検討, 衛生工学研究論文集, Vol.23, p.301-312 (1987)
  - 13) 佐藤和明, 坂本裕 : 嫌気性消化による汚泥中のリンの挙動について, 土木学会年次講演集, Vol.34, p.437-438 (1979)
  - 14) 津野 洋, 宗宮功, 吉野正章 : 消化脱離液からのストラバイトの回収に関する研究, 下水道協会誌, Vol.28, No.324, p.68-77 (1991)
  - 15) 山根昭, 山下俊郎, 縄村義晴 : 海水を利用したリンの回収技術とその製品化, 環境技術, Vol.27, No.6, p.403-411 (1998)
  - 16) 阿部静夫, 室須美夫 : 福岡市の高度処理と MAP 法の開発について, 下水道協会誌, Vol.32, No.389, p.89-96 (1995)
  - 17) 亀山健一, 杉森伸子 : 汚泥嫌気性処理返流水からの資源回収に関する技術調査, 日本下水道事業団技術開発部報, p.42-50 (1995)
  - 18) 勝浦英雄, 上野泰功 : 下水処理施設からのリンの回収技術, 環境技術, Vol.27, No.6, p.397-402 (1998)
  - 19) 竹倉紘一 : フォストリップ法生物学的脱リン汚泥の肥料化への試み, 用水と廃水, Vol.30, No.1, p.46-51 (1988)
  - 20) 広岡永治, 高橋一太, 斎藤京一 : フォストリップシステムとわが国における実証実験, 用水と廃水, Vol.24, No.10, p.1141-1148 (1982)
  - 21) 高橋春城, 金子均 : エース事業における消石灰を用いた高分子汚泥溶融技術の改善の一方法, 下水道研究発表会, Vol.32, p.778-780 (1995)
  - 22) 三品文雄, 松本崇, 杉森伸子, 岩部秀樹 : 溶融処理施設におけるリン収支と高度処理への対応に関する一考察, 下水道研究発表会, Vol.34, p.896-898 (1997)
  - 23) 岩部秀樹, 小出典宏, 長谷川俊和, 三品文雄 : 下水汚泥の溶融処理におけるリンおよび重金属の挙動, 下水道研究発表会, Vol.34, p.899-901 (1997)
  - 24) 岩部秀樹, 長谷川俊和, 小出典宏, 三品文雄 : 大阪南エースセンターにおけるリン収支と返流水リン削減対策について, 環境衛生工学研究, Vol.12, No.3, p.129-134 (1998)
  - 25) 杉森伸子 : 溶融処理施設におけるリン収支に関する一考察, 下水道研究発表会, Vol.35, p.957-959 (1998)
  - 26) 町田茂, 三羽宏明 : 溶融処理施設におけるリンの挙動, 下水道研究発表会, Vol.36, p.866-868 (1999)
  - 27) 三羽宏明, 町田茂 : 溶融処理施設における物質収支の検討, 下水道研究発表会,

Vol.37, p.876-878 (2000)

- 28) 清水俊昭, 小堀和夫, 鈴木秀男 : パン土添加硝化脱窒法による窒素・リンの同時除去, 下水道協会誌, Vol.20, No.230, p.38-49 (1983)
- 29) 千畑敏造, 吉田力 : 琵琶湖流域下水道湖南中部浄化センターにおける高度処理, 下水道協会誌, Vol.20, No.230, p.88-96 (1983)
- 30) 大河内孝 : 凝集剤添加活性汚泥法－鉄塩添加が水処理に与える効果－, 下水道協会誌, Vol.31, No.368, p.23-28 (1994)
- 31) 安中徳二, 小越真佐司, 佐藤和明, 野村克己 : 生物学的リン除去法を補完する凝集剤注入システムの開発, 下水道協会誌, Vol.32, No.383, p.42-49 (1995)
- 32) 酒井憲司, 三羽宏明 : 凝集剤添加活性汚泥法によるリン除去, 用水と廃水, Vol.22, No.8, p.63-68 (1980)
- 33) 安中徳二, 当田至 : 凝集剤添加による既設下水処理施設の機能改善(第 1 報), 衛生工学研究論文集, Vol.12, p.24-32 (1976)
- 34) 安中徳二, 当田至 : 凝集剤添加による既設下水処理施設の機能改善(第 2 報), 衛生工学研究論文集, Vol.13, p.107-112 (1973)
- 35) 安中徳二, 酒井憲司, 当田至 : 凝集剤添加による既設下水処理施設の機能改善(第 3 報), 衛生工学研究論文集, Vol.14, p.23-28 (1974)
- 36) 安中徳二, 酒井憲司, 北村至 : 凝集剤添加による既設下水処理施設の機能改善(第 4 報), 衛生工学研究論文集, Vol.15, p.36-41 (1975)
- 37) 小越真佐司, 佐藤和明, 野村克己 : 循環式硝化脱窒法に付加するリン除去用凝集剤の検討－PACと硫酸ばん土の比較－, 衛生工学研究論文集, Vol.24, p.105-114 (1988)
- 38) 原田良誠, 北村武之, 平岡廣二 : 凝集剤添加と内生脱窒を併用した窒素・リンの同時除去(第 2 報), 下水道研究発表会, Vol.25, p.391-393 (1988)
- 39) 沢田正明, 福尾健司, 内村裕之 : 同時凝集法における汚泥の処理性について, 下水道研究発表会, Vol.28, p.478-480 (1989)
- 40) 中山繁, 宮川和則, 大橋基喜 : PAC 添加循環式硝化脱窒法処理水の二層ろ過, 下水道研究発表会, Vol.27, p.184-186 (1990)
- 41) 丸田浩二, 東 俊行 : 下水処理施設から発生する硫化水素の薬品(ポリ鉄)添加による抑制, 下水道協会誌, Vol.31, No.374, p.98-106 (1994)
- 42) 相馬英雄, 高須弘 : 送泥汚泥の効率的な硫化水素抑制調査, 東京都下水道局技術調査年報, p.319-331 (1998)
- 43) 三品文雄 : 圧送方式の今日的役割 汚泥圧送システムの維持管理, 月刊下水道, Vol.22, No.2, p.52-56 (1999)
- 44) 松川達三 : 下水汚泥の集約処理について, 下水道協会誌, Vol.37, No.452, p.82-87 (2000)
- 45) 渡部春樹 : 下水汚泥処理処分・利用の傾向と今後の方向性, PPM, Vol.25, No.8,

p.60-66 (1994)

- 46) 佐藤和明 : 汚泥集約処理の課題と方向, 下水道協会誌, Vol.28, No.326, p.37-51 (1991)
- 47) 斎藤正勝 : 横浜市の下水汚泥の集約処理, 月刊下水道, Vol.13, No.7, p.36-39 (1990)
- 48) 広瀬厚 : 大阪市の汚泥集中処理事業について, 月刊下水道, Vol.23, No.11, p.19-22 (2000)
- 49) 武田あつ夫 : 横浜市下水道における汚泥の集約処理計画と施設の概要, 水道公論, Vol.20, No.4, p.82-85 (1984)
- 50) 佐藤洋行 : エースプランの現状と将来展望, 産業と環境, Vol.27, No.6, p.80-84 (1998)
- 51) 川口幸男, 吉谷眞孝, 中村芳男 : 下水汚泥広域処理事業における返流水処理について, 月刊下水道, Vol.15, No.5, p.18-22 (1992)
- 52) 西田猛 : 汚泥処理の広域化を考える, 月刊下水道, Vol.15, No.15, p.49-52 (1992)
- 53) Fukui,T., Murakami,T., Ichikawa,M., Hiraoka,M. : The Behavior of Ash Components in the Sludge Melting System, Proceedings of 6th World Filtration Congress, p.782-785 (1993)
- 54) Fukui,T., Murakami,T., Ichikawa,M. : The Behavior of Ash Components in the Sludge Melting Process, Water Science Technology, Vol.30, No.8, p.197-207 (1994)
- 55) 村上忠弘, 石田貴, 笹部薫, 佐々木邦利 : 下水汚泥灰分の由来とその溶融特性, 京都大学環境衛生工学研究会シンポジウム講演論文集, Vol.10, p.214-219 (1988)
- 56) 村上忠弘, 石田貴, 鈴木和美, 角田幸二, 笹部薫 : 汚泥溶融に係わる指標の検討, 下水道協会誌, Vol.26, No.300, p.32-47 (1989)
- 57) 村田康弘, 早瀬宏 : 高度処理汚泥の溶融処理に与える影響について, 月刊下水道, Vol.16, No.6, p.66-73 (1993)
- 58) 高岡昌輝, 川上寛明, 武田信生, 遠藤正人 : 下水汚泥焼却灰の溶融時における重金属およびリンの挙動, 下水道研究発表会, Vol.33, p.922-924 (1996)
- 59) 吉野敦志, 桃井清至, 小松俊哉, 島村慎 : 焼却灰の組成変動と調質が溶融処理に及ぼす影響, 下水道研究発表会, Vol.36, p.881-883 (1999)
- 60) 吉野敦志, 桃井清至, 竹内和則 : 焼却灰主成分の変動が溶融特性とスラグ品質に及ぼす影響, 下水道研究発表会, Vol.36, p.873-875 (1999)
- 61) 荒木透 編 : 鉄鋼工学講座 9, 鉄鋼・鉄鉄, 朝倉書店 (1970)
- 62) 日本金属学会 編 : 講座・現代の金属学, 非鉄金属精錬, 日本金属学会 (1980)
- 63) 長沢英和, 岡田晃久 : 下水処理における焼却・溶融時のリンの挙動, 下水道研究発表会, Vol.34, p.194-196 (1997)
- 64) 長沢英和, 岡田晃久 : 溶融におけるリンの挙動について, 下水道研究発表会, Vol.35, p.990-992 (1998)

- 65) 中原啓介, 南條征雄, 猪川修郎, 田部井清吉, 桑山通郎 : 下水焼却灰の還元溶融によるリン回収, 廃棄物学会研究発表会, Vol.10, p.545-547 (1999)
- 66) 山本浩, 中原啓介, 南條征雄, 田部井清吉, 桑山通郎 : 下水処理を活かした磷循環システム, 全国都市清掃研究会, Vol.21, p.334-336 (1999)
- 67) 山本浩, 南條征雄, 田部井清吉 : 下水焼却灰の還元溶融による磷回収プロセス, 下水道研究発表会, Vol.37, p.954-956 (2000)
- 68) 山根昭, 横川佳重, 平野祐司 : 下水道施設からの有用物回収技術に関する基礎調査, 下水道研究発表会, Vol.34, p.977-979 (1997)
- 69) 高橋正昭, 島洋久 : 下水汚泥等各種焼却灰からのりん, 金属等資源回収技術の開発, 工業技術界講習会資料 (1997)
- 70) 珠田泰臣, 吉田佳子, 高橋泰弘 : 焼却灰に含まれる資源の効率的な回収に関する検討(改良 MAP 法), 下水道研究発表会, Vol.37, p.948-950 (2000)
- 71) 西田克範, 村澤崇, 高井智丈, 半田栄一, 西田貴裕 : 吸着法を用いて汚泥からのリン回収について(溶媒抽出法), 下水道研究発表会, Vol.37, p.936-938 (2000)
- 72) 岩部秀樹, 小松敏宏, 小出典宏 : 吸着法を用いた下水汚泥焼却灰からのリン回収技術, 環境工学研究フォーラム, Vol.34, p.31-33 (1998)
- 73) 日野彰, 平井隆之, 駒沢勲 : 溶媒抽出法を用いた下水汚泥焼却灰からのリン資源の回収, 化学工学論文集, Vol.24, No.2, p.273-278 (1998)
- 74) 伊藤久明 : 下水汚泥からの有用物の回収-資源回収の可能性を求めて, 月刊下水道, Vol.17, No.14, p.20-25 (1994)
- 75) 珠田泰臣, 吉田佳子, 高橋泰弘 : 焼却灰に含まれる資源の効率的な回収に関する検討, 下水道研究発表会, Vol.37, p.951-953 (2000)
- 76) 吉田佳子, 高橋泰弘 : 下水汚泥焼却灰中のリンとアルミの分離回収, 水, Vol.43, No.3, p.16-22, (2001)





## 第 2 章 汚泥溶融プラントを含む下水汚泥集約処理施設における リン収支の実態的検討

### 2-1 概説

本論文では汚泥溶融炉を中心とする汚泥集約処理システムを取り上げているが、第 1 章で述べたように溶融処理にともなうリンに関わる諸課題の重要性が問われている。また、汚泥集約処理によって発生する排水に関して、総量規制強化とともに排水の高度処理あるいは排出負荷削減が必要となってきた。本章ではそれらの実態を明らかにし、その中から研究課題を抽出し、明確化することを行った。

まず、汚泥溶融炉の現状を整理し、その中から代表的な表面溶融システムについて 3 ヶ所の稼働中の実プラントにおける溶融炉周りのリン挙動を調査した。なかでも日本下水道事業団が進める下水汚泥広域処理事業（エースプラン）のひとつである大阪南エースセンターでの溶融炉周りの収支調査を行い、リン挙動についての定量的データを提供する。3 ヶ所いずれも下水汚泥を乾燥した後、溶融炉により溶融処理を行っているが、溶融炉からの排ガス中にリンが揮散して、熱回収操作、ダスト回収操作を行う間でダスト中のリンが装置に付着・堆積し、機器の閉塞を起こしたり、堆積物に潮解性があり、これにより金属腐食を生じるなどの障害が起きたことが明らかになった。

溶融炉を含む汚泥集約処理システムからの返流水に注目し、大阪南エースセンターでの全体的なリン収支を整理して、今後普及すると見込まれる高度処理との関連性に言及する。

以上によって、本研究における研究課題を明確化した。

### 2-2 汚泥溶融炉の概要

#### 2-2-1 汚泥溶融炉の現状

日本における下水汚泥の溶融処理は、昭和 56 年の川崎市におけるアーク溶融炉をはじめとして、昭和 63 年に富山県二上浄化センターでの表面溶融炉の稼働以降、汚泥の減容化、最終処分における安全性向上、再資源化などを目的として各地で採用され、現在、15 ヶ所合わせて 25 基の溶融炉が建設、稼働している。その概要を章末の附表 2-1 に示す。下水汚泥溶融システムを大別すると汚泥乾燥－溶融システムと汚泥焼却－灰溶融システムがある。この選択は既存の設備計画との関連、汚泥集約処理における汚泥の収集方法などにより決定されているが、現在のところ汚泥焼却－灰溶融システムは 3 ヶ所、4 基となっている。その他は汚泥乾燥－溶融システムが採用されている。

現在実際に稼働している下水汚泥を対象とした溶融炉の形式は、図 2-1 に示されるように表面溶融炉、旋回溶融炉、コークスベッド溶融炉の 3 形式がある。そのそれぞれの特徴を附表 2-2 に示す。

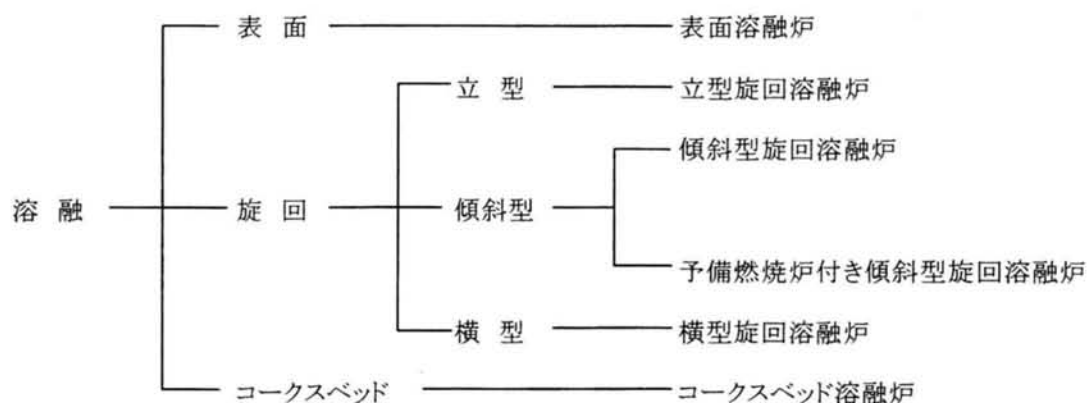


図 2-1 下水汚泥溶融炉の種類

### 2-2-2 汚泥表面溶融システム

表面溶融炉は現在稼働している汚泥溶融炉としては最も古く、3 ヶ所、6 基が稼働している（1 基建設中）。そのうち大阪南エースセンターでは汚泥集約処理施設での溶融処理として 3 基が設置されている<sup>1)</sup>。その構造は図 2-2 に示す概略図のように内筒、外筒からなる立型回

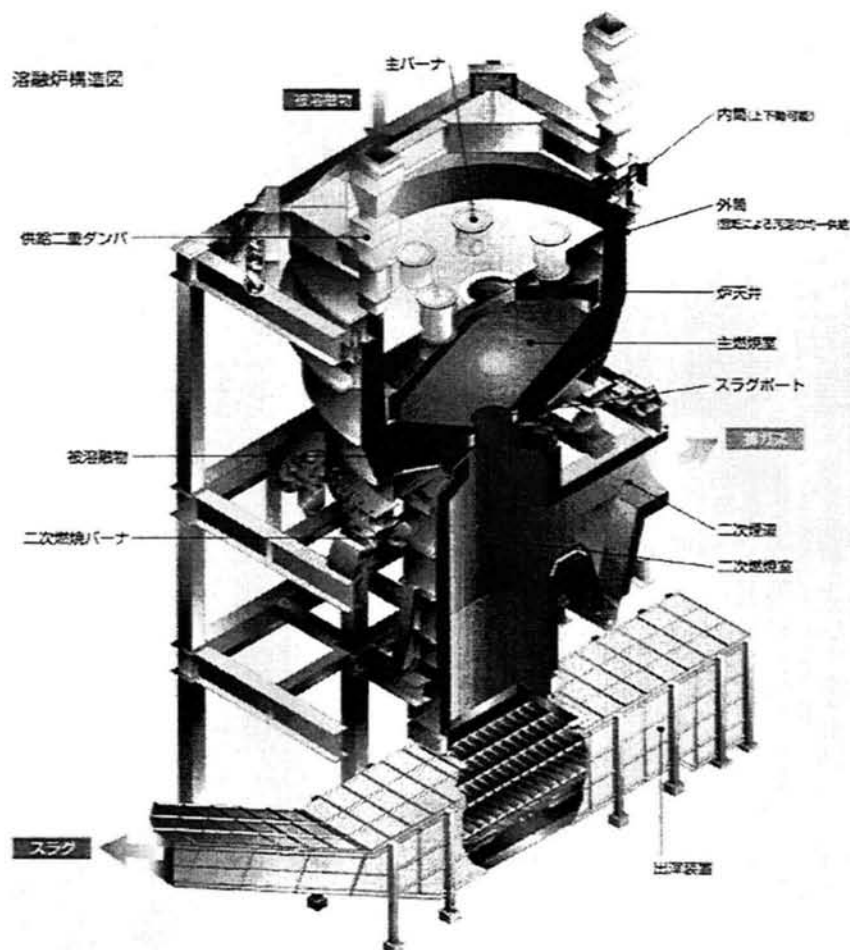


図 2-2 表面溶融炉の構造

転炉で、原料の供給は外筒と内筒の間にフィーダーで行われ、外筒の回転により全周均一に分配される。主燃焼室は助燃装置が組み込まれた天井部と被熔融物である汚泥によって逆円錐形に形成される。熔融処理量は外筒の回転速度の変化により調整され、また、主燃焼室の天井である内筒を上下に移動させることにより空間容積が可変となる。燃焼－熔融した汚泥は融液となって高温の燃焼ガスとともに炉底部のスラグポートから連続的に流下し、熔融スラグは二次燃焼室下部のスラグピットで凝固し、安定したスラグとして外部に排出される。燃焼排ガスは二次燃焼室で完全燃焼され、1,050～1,100℃の高温ガスは後段の熱回収および排ガス処理装置を通して煙突から排出される。

## 2-3 汚泥表面熔融炉実施設でのリンを原因とする障害事例

### 2-3-1 二上浄化センター

富山県小矢部川流域下水道、二上浄化センターは昭和 56 年に下水道法の認可を受け、全体計画処理水量 267,000 m<sup>3</sup>/日、認可計画水量 143,000 m<sup>3</sup>/日規模の処理場で、昭和 62 年度より一部供用開始されている。標準活性汚泥法により水処理されるが、汚泥は遠心濃縮を用いた分離濃縮、脱水は高分子凝集剤を用いたベルトプレス脱水機による脱水が行われ、続いて乾燥－熔融処理が行われ、生成されたスラグは全量有効利用されるシステムとなっている。昭和 63 年 7 月に 1 号熔融設備が、平成 6 年 3 月に 2 号熔融設備が供用を開始した。図 2-3 に 2 号熔融設備のフローを示すが、2 号熔融設備では空気予熱機と排煙処理塔の間に新たに乾式電気集塵機(乾式 EP)が設置されている。1 号炉では稼働開始して約 1 年後の平成元年 6 月に No.2 廃熱ボイラが腐食による水漏れ事故を起こし、熱交換パイプの一部が閉塞していた。直ちに補修工事を行いパイプを交換するなどの対策を実施した。しかし、直後の運転開始 2 日後にして再度、腐食による水漏れが発生し、その原因調査に取り組んだ。ボイラ水管表面は、ボイラ運転停止直後は乾燥しているが、停止後約 30 時間で表面全体が濡り、濡れ状態に変化していた。水管表面の付着物の組成分析結果を表 2-1 に示す。P, Zn, K, Na の濃度が高いのが特徴である。X 線回折による分析では主成分は  $Zn_2(PO_3)_4$ ,  $NaZn(PO_3)_3$

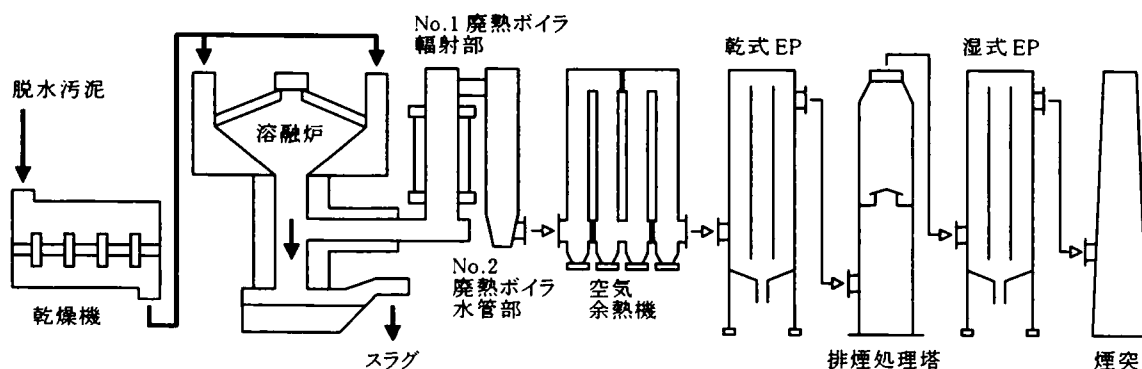


図 2-3 二上浄化センター2号汚泥熔融設備フロー

表 2-1 二上浄化センターと御笠川浄化センター

廃熱ボイラダストと乾式EPダスト分析結果(ダスト性状悪化時)

| 処理場              |       | 二上      |         | 御笠川     |
|------------------|-------|---------|---------|---------|
| ダスト採取箇所          |       | 廃熱ボイラ   | 乾式EP    | 廃熱ボイラ   |
| pH *             | —     | 2.5     |         |         |
| P                | mg/kg | 190,000 | 291,000 | 232,000 |
| SiO <sub>2</sub> | mg/kg | 55,700  | 186,000 | 132,000 |
| Ca               | mg/kg | 490     | 550     | 79,800  |
| Fe               | mg/kg | 50,000  | 4,100   | 40,500  |
| Al               | mg/kg | 22,000  | 2,200   | 38,400  |
| Mg               | mg/kg |         | 94      | 6,880   |
| Na               | mg/kg | 19,000  | 17,600  | 11,000  |
| K                | mg/kg | 31,000  | 58,600  | 23,900  |
| Cl               | mg/kg | 200     | <500    | 100     |
| S                | mg/kg | 4600    | <500    | 390     |
| Zn               | mg/kg | 94,000  | 114,000 | 4,380   |
| Pb               | mg/kg |         | 2,600   | 130     |

※ pHは10%溶液に調質して測定

であり、これらの化合物が付着し、潮解性をおび、水管表面を強腐食環境にすることで金属腐食が一举に進行したものと推定された。当面の対策としてボイラ材質の変更と排ガス性状の改質のため消石灰を噴霧する対策を施した。石灰の噴霧により水管表面の濡れ現象を防止し、ドライ化することでボイラダストとしてリンを回収することが可能となった<sup>2)</sup>。

平成 6 年より運転開始した 2 号炉においては、新たに設置した乾式 EP において粘着性ダストが生成し閉塞する問題が発生した。乾式 EP ダストの分析結果を表 2-1 に示すが、ダスト中にはリンが 29.1%(P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>として 66.6%)も含まれ、ダスト性状悪化の原因はリンによるものと推測された<sup>2)</sup>。

### 2-3-2 大阪南エースセンター

大阪南エースセンターは日本下水道事業団が「下水汚泥広域処理事業」として実施しているエースプランのひとつで、昭和 62 年度より事業が開始されており、平成 2 年度からは近隣の 10 ヶ所の下水処理場からの送泥汚泥を濃縮、脱水、溶融方式による集約処理を行っている。その概要については次節で詳述するが、平成 2 年 11 月に 1, 2 系溶融設備が供用開始となり、平成 7 年 11 月に 3 系汚泥溶融設備が供用開始され、全体計画では生汚泥 8,900 m<sup>3</sup>/日(汚泥濃度 1.0%)、脱水汚泥 26 t/日(含水率 78%)を処理する計画となっている。しかし、近年エースセンターの規模拡大に伴い、また持ち込み脱水汚泥の各処理場における脱水調質方法が石灰・塩化第二鉄による無機系凝集剤による脱水方式を採用していたものが、順次生汚泥の送泥に切り替わり、エースセンター内では高分子凝集剤を用いた方式をとっているため、処理汚泥がすべて高分子系へと転換するにともなって、二上浄化センターと同様に排ガ

ス処理系統にリンを主体とするダストが堆積し、閉塞あるいは金属腐食を生じる危険性が懸念され、特に乾式電気集塵機でのダスト閉塞の傾向が見られ始めた。そのため、排ガス中のリンの挙動を確認するための調査が試みられ、石灰添加による塩基度調整の基礎実験などが行われた<sup>3)</sup>。また、エースセンター場外へ排出される返流水リン濃度の上昇が認められるようになり、そのリン負荷削減対策が必要になってきた<sup>4)</sup>。特に溶融設備からの排水は未処理のまま場外へ排出されているため、溶融時のリンの挙動および溶融設備周りでのリン収支を把握する必要が出てきた。

### 2-3-3 御笠川浄化センター

福岡県の御笠川浄化センターは御笠川・那珂川流域下水道の終末処理場であり、全体計画処理水量は 395,000 m<sup>3</sup>/日、現在の認可計画水量は 329,000 m<sup>3</sup>/日となっている。昭和 50 年度より供用開始され、現在に至っている。水処理は標準活性汚泥法系列と嫌気無酸素好気法系列があるが、放流先の御笠川が博多湾に流入することから窒素、リン除去対策の高度処理が採用されつつある。また二次処理水は全量砂ろ過されている。汚泥は機械濃縮による分離濃縮後に嫌気性消化タンクに入り、消化汚泥が脱水され、平成 9 年度より汚泥溶融炉による処理が行われている。脱水方法はベルトプレス脱水機が主体であるが、新系列では遠心脱水機が採用されている。したがって汚泥調質方法は高分子凝集剤による方式が採用されている。なお、一部にポリ硫酸第二鉄(ポリ鉄)を併用する 2 液薬注設備があり、その選択も可能となっている。

汚泥溶融設備は平成 9 年 4 月から供用を開始しており、図 2-4 に溶融設備周りのフローを示すが、供用開始から半年ほどして煙道、廃熱ボイラ輻射部－水管部連結ダクトや廃熱ボイラ水管部でダスト付着堆積による排ガスライン閉塞が起り、長期連続運転に支障を来した。ボイラダストも粘着性を帯びることがあり、そのときの分析結果を表 2-1(前掲)に示す。ダスト中のリン濃度は 23.2%(P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>として 53.2%)と高いリン濃度を示し、ダスト堆積はリンの揮散が原因と考えられた<sup>5)</sup>。

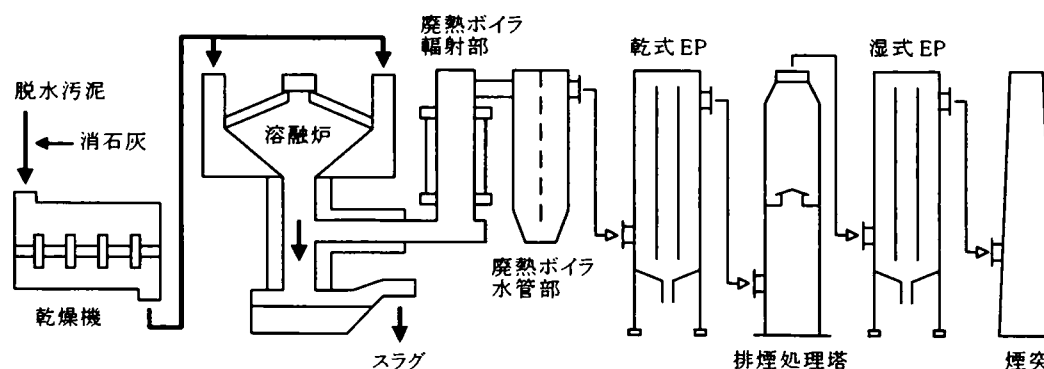


図 2-4 御笠川浄化センター汚泥溶融設備フロー

## 2-4 大阪南エースセンターにおける汚泥溶融炉プロセス周りでのリン収支調査

### 2-4-1 大阪南エースセンターの概要

大阪南下水汚泥広域処理事業は、大阪府南部の泉州地域の自治体の堺市，泉大津市，岸和田市など9市4町村が参加した汚泥処理とリサイクルを目指した日本下水道事業団の事業である。昭和62年度から事業が開始され、この地域内で稼働している3ヶ所の流域下水道と7ヶ所の公共下水道の合わせて10の処理場から汚泥を受入れ、岸和田市と忠岡町にまたがって位置する大阪南エースセンターで受け入れるものであり、平成2年度から汚泥処理を開始している<sup>1)</sup>。送泥する下水処理場は表2-2に示すとおりであり、各処理場位置を図2-5に示す。大阪南エースセンターは計画汚泥量8,900 m<sup>3</sup>/日(汚泥濃度1.0%)の規模で計画されており、そのシステムフローを図2-6に、主要処理施設一覧を表2-3に示す。

また、各下水処理場で発生する汚泥は8ヶ所の送泥ポンプ場から圧送により送られるが、一部は脱水汚泥の状態で受け入れられている。付表2-3に送泥ポンプ場施設の一覧を示す。

大阪南エースセンターの返流水処理施設処理水を含めた場内排水は、南大阪湾岸流域北部処理場に返流され処理後、海域に放流されている。北部処理場の計画諸元は付表2-4に示すとおりであり、計画放流水質はBODが13 mg/L、SSが24 mg/Lとなっている。

表 2-2 大阪南エースセンターへの送泥処理場一覧

| No. | 処 理 場 名    | 汚泥量 (m <sup>3</sup> , t/日) |                         |                         | 団 体 名      |
|-----|------------|----------------------------|-------------------------|-------------------------|------------|
|     |            | 実 績                        |                         | 計 画                     |            |
|     |            | (平成5年度)                    | (平成7年度)                 | (平成17年度)                |            |
| 1   | 南大阪湾岸北部処理場 | 376 m <sup>3</sup> /日      | 643 m <sup>3</sup> /日   | 1,413 m <sup>3</sup> /日 | 大阪府        |
| 2   | 南大阪湾岸中部処理場 | 6.06 t/日                   | 12.1 t/日                | 1,261 m <sup>3</sup> /日 | 大阪府        |
| 3   | 三宝下水処理場    | 63.56 t/日                  | 969 t/日                 | 1,890 m <sup>3</sup> /日 | 堺市         |
| 4   | 石津下水処理場    | 410 m <sup>3</sup> /日      | 701 m <sup>3</sup> /日   | 1,925 m <sup>3</sup> /日 | 堺市         |
| 5   | 津久野下水処理場   | 2.83 t/日                   | 3.4 t/日                 | —                       | 堺市         |
| 6   | 泉北下水処理場    | 920 m <sup>3</sup> /日      | 737 m <sup>3</sup> /日   | 1,500 m <sup>3</sup> /日 | 堺市         |
| 7   | 高石処理場      | 156 m <sup>3</sup> /日      | 163 m <sup>3</sup> /日   | 242 m <sup>3</sup> /日   | 泉北環境整備施設組合 |
| 8   | 汐見下水処理場    | 151 m <sup>3</sup> /日      | 140 m <sup>3</sup> /日   | 198 m <sup>3</sup> /日   | 泉大津市       |
| 9   | 磯ノ上下水処理場   | 305 m <sup>3</sup> /日      | 350 m <sup>3</sup> /日   | 411 m <sup>3</sup> /日   | 岸和田市       |
| 10  | 南大阪湾岸南部処理場 | 1.36 t/日                   | 4.9 t/日                 | 26.00 t/日               |            |
| 合計  | 送泥量        | 2,318 m <sup>3</sup> /日    | 3,073 m <sup>3</sup> /日 | 8,840 m <sup>3</sup> /日 |            |
|     | ケーキ搬入量     | 73.81 t/日                  | 20.4 t/日                | 26.00 t/日               |            |

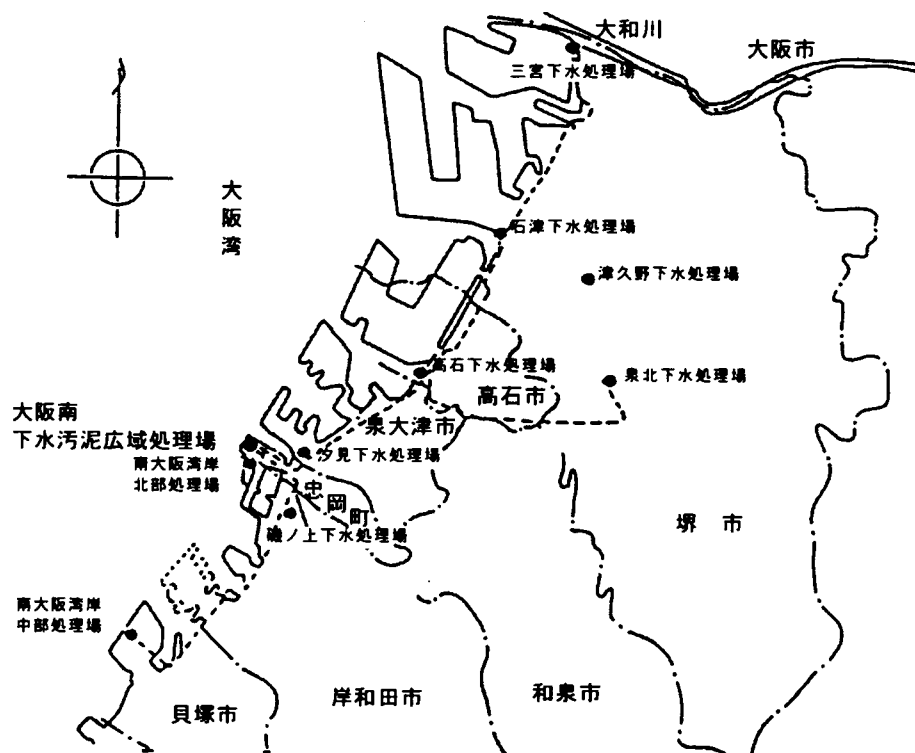


図 2-5 大阪南エースセンターへの送泥処理場位置および送泥地域

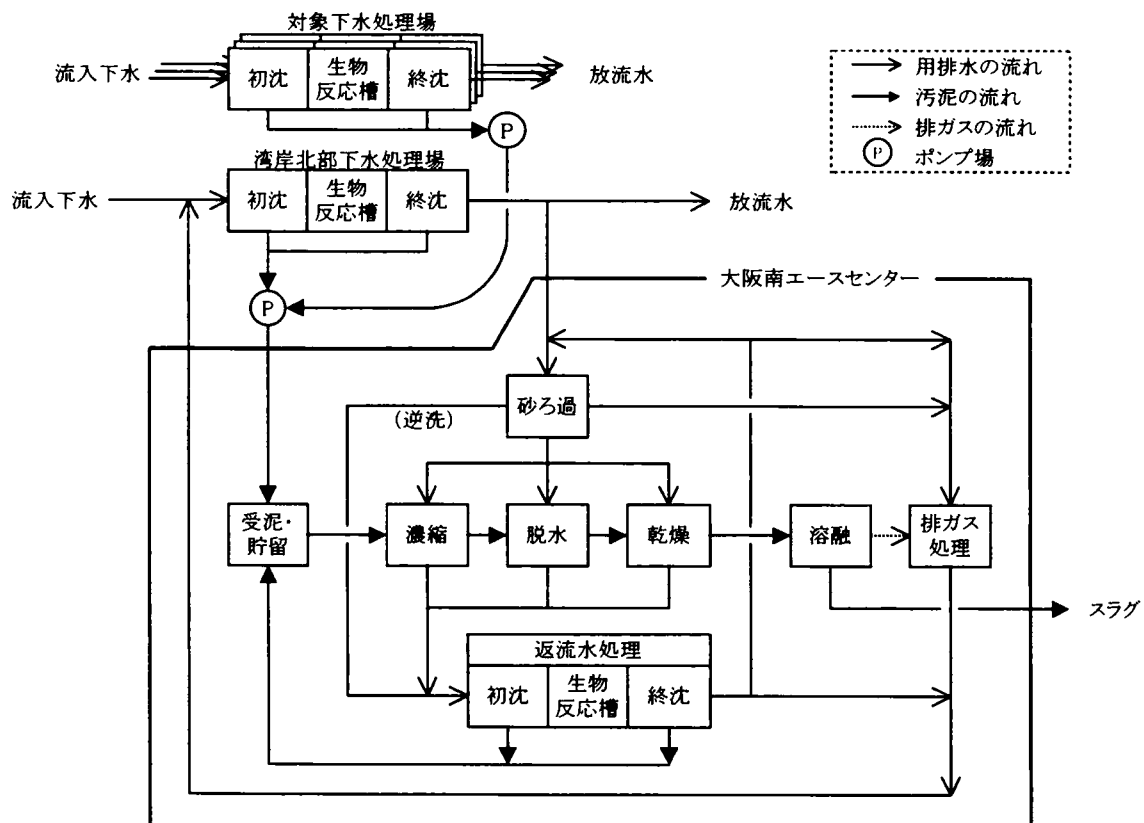


図 2-6 大阪南エースセンターシステムフロー



表 2-3 大阪南エースセンター主要設備仕様

| プロセス      | 設備名        | 主仕様   | 3 系 | 全体 * |
|-----------|------------|---|-----|------|
| 濃縮        | 汚泥濃縮機      | 遠心濃縮機 100 m <sup>3</sup> /時                   | —   | 4 台  |
| 脱水        | 汚泥脱水機      | ベルトプレス脱水機 10 m <sup>3</sup> /時                | —   | 3 台  |
|           |            | 遠心脱水機 30 m <sup>3</sup> /時                    | —   | 3 台  |
| 乾燥        | 汚泥乾燥機      | 間接加熱式 伝熱面積 200 m <sup>2</sup>                 | 4 基 | 4 基  |
|           |            | 伝熱面積 160 m <sup>2</sup>                       |     | 4 基  |
| 溶融        | 汚泥溶融炉      | 表面溶融炉 35 t-ds/日                               | 1 基 | 1 基  |
|           |            | 25 t-ds/日                                     |     | 2 基  |
| 排ガス<br>処理 | 廃熱ボイラ      | 水管式廃熱ボイラ 伝熱面積 約900 m <sup>2</sup>             | 1 基 | 1 基  |
|           |            | 伝熱面積 約550 m <sup>2</sup>                      |     | 2 基  |
|           | 乾式電気集塵機    | 乾式電気集塵機 約20000 Nm <sup>3</sup> /時             | 1 基 | 1 基  |
|           | 排煙処理塔      | 縦型スクラバ 2400/3000 mm $\phi$ ×24 m <sup>H</sup> | 1 基 | 1 基  |
|           |            | 1600 mm $\phi$ ×21 m <sup>H</sup>             |     | 2 基  |
|           | 湿式電気集塵機    | 湿式電気集塵機 約19000 Nm <sup>3</sup> /時             | 1 基 | 1 基  |
|           |            | 約10000 Nm <sup>3</sup> /時                     |     | 2 基  |
| 返流水<br>処理 | 最初沈殿池      | 幅 4.0 m×長 15.0 m×深 3.0 m                      | —   | 6 池  |
|           | エアレーションタンク | 幅 8.2 m×長 57.0 m×深 10.0 m                     | —   | 3 池  |
|           | 最終沈殿池      | 幅 4.0 m×長 27.0 m×深 3.0 m                      | —   | 6 池  |

\* "全体"は1, 2, 3系を全部合わせた現状の数値

## 2-4-2 調査方法

### (1) 調査目的

2-3 節でも述べたように、大阪南エースセンターをはじめとするいくつかの汚泥溶融設備でリンに起因すると考えられる様々な問題が生じたことから、溶融時のリンの挙動と溶融設備周りでのリン収支の実態を把握することを目的に、大阪南エースセンターの 3 系汚泥溶融設備を対象にリン収支調査を行うこととした。

### (2) 設備概要

大阪南エースセンターの汚泥処理および用排水フローは前出の図 2-6 に、また今回の調査対象とした第 3 系列の主要設備仕様は前出の表 2-3 に示されるとおりである。その溶融施設フローを図 2-7 に示す。

移送されてきた汚泥は受泥槽に集められ、汚泥は濃縮、脱水を経て汚泥溶融施設に入る。溶融施設は現在 3 系列あり、各系列とも乾燥、溶融を経て下水汚泥は最終的にスラグになる。各系の溶融炉の計画汚泥処理能力は 1 系と 2 系が 25 t-ds/日で 3 系が 35 t-ds/日で、一日あたりの汚泥処理量は約 50～60 t-ds/日である。脱水工程では脱水助剤として有機高分子系凝集剤を用いているため、塩基度は脱水汚泥の時点で 0.3～0.5 程度であるが、乾燥機の

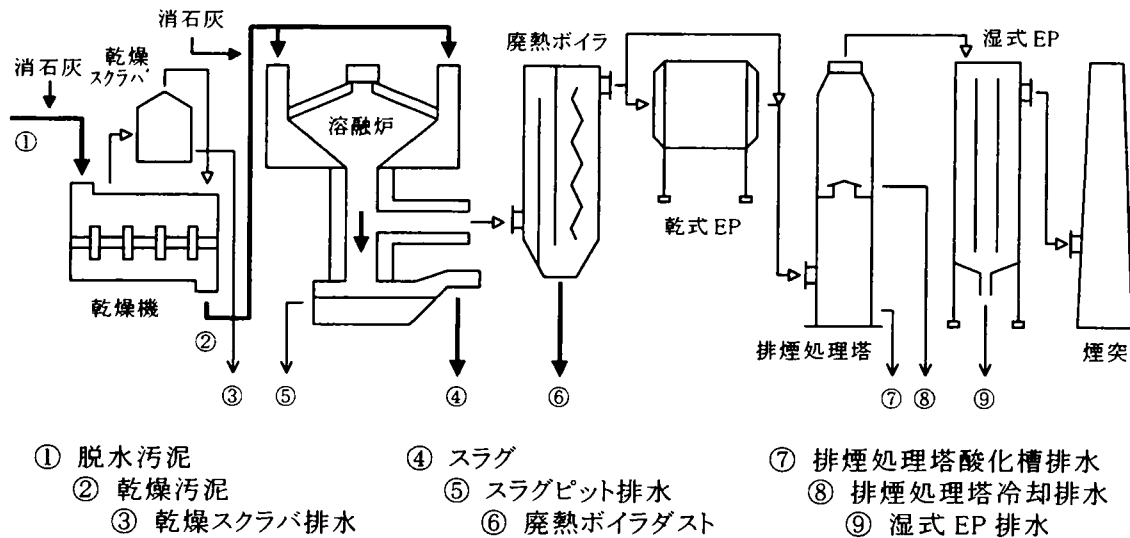


図 2-7 大阪南エースセンター3 系汚泥溶融設備フローおよび収支調査地点

前後で消石灰が添加されることにより、溶融炉に入る時点では塩基度は 1.0 前後に調整されている。排ガス処理の主要設備は廃熱ボイラ、乾式電機集塵機(乾式 EP)、排煙処理塔、湿式電気集塵機(湿式 EP)からなっている。なお乾式 EP は 3 系のための付帯設備で、バイパス経路が付いている。

濃縮、脱水の各分離液と溶融施設からの排水の一部は場内の返流水処理施設により処理され、その処理水は主に排煙処理塔や湿式 EP の用水として再利用されている。洗煙排水と返流水処理水の一部は最終的に隣接する南大阪湾岸北部下水処理場へ返流される。

### (3) 調査地点および調査期間

溶融炉周りでのリン収支調査は、3 基ある溶融炉のうち 3 系汚泥溶融炉を対象に行った。調査は平成 8 年 7 月 30 日～8 月 1 日の 3 日間行ったが、調査時には乾式 EP はバイパスされていた。調査地点は前出の図 2-7 に示す 9 地点である。固形分は脱水汚泥、乾燥汚泥、スラグ、ボイラダストを、排水は乾燥スクラバ排水、スラグピット排水、排煙処理塔酸化槽排水、排煙処理塔冷却排水、湿式 EP 排水を対象に量の把握と成分の分析を行った。なお各排水に対応する用水についても分析を行い、固形分、用排水ともサンプリングは基本的に 1 日あたり 2～4 回行った。

### (4) 分析項目

固形分の試料に対しては、含水率、強熱減量と組成分析として P, Si, Ca, Fe, Al, Mg, Na, K, Cl, K, Zn, Cu, Pb の含有率を測定した。また用排水の試料に対しては、SS, T-P,  $\text{PO}_4\text{-P}$ , T-N,  $\text{NH}_4\text{-N}$  について分析を行った。分析方法は下水試験方法に準じた。

## 2-4-3 調査結果

### (1) 原汚泥性状および分析結果

固形分の分析結果を表 2-4 に示す。脱水汚泥平均処理量は 178 t/日 (40 t-ds/日)、塩基

表 2-4 固形分分析結果

|                  |       | 脱水汚泥   | 乾燥汚泥   | スラグ     | ボイラダスト  |
|------------------|-------|--------|--------|---------|---------|
| 含水率              | %     | 77.3%  | 18.1%  | 3.3%    | 0.6%    |
| 強熱減量             | %     | 76.2%  | 73.3%  | 0.0%    | 2.0%    |
| P                | mg/kg | 17,500 | 18,700 | 63,700  | 12,800  |
| SiO <sub>2</sub> | mg/kg | 60,800 | 61,800 | 284,000 | 169,000 |
| Ca               | mg/kg | 15,800 | 37,700 | 210,000 | 147,000 |
| Fe               | mg/kg | 22,200 | 21,800 | 84,600  | 44,900  |
| Al               | mg/kg | 15,600 | 17,500 | 81,800  | 40,300  |
| Mg               | mg/kg | 2,670  | 2,770  | 12,900  | 6,690   |
| Na               | mg/kg | 2,650  | 2,610  | 10,100  | 12,700  |
| K                | mg/kg | 1,920  | 2,060  | 9,460   | 19,200  |
| Cl               | mg/kg | 1,080  | 920    | 100     | 270     |
| S                | mg/kg | 21,700 | 20,600 | 10,400  | 10,700  |
| Zn               | mg/kg | 3,500  | 3,350  | 310     | 67,800  |
| Pb               | mg/kg | 200    | 190    | <10     | 4,430   |
| Cu               | mg/kg | 500    | 520    | 2,100   | 1,700   |
| 塩基度              |       | 0.36   | 0.85   |         |         |
| 酸塩基比             |       | 0.69   | 1.10   |         |         |
| Fe/(P+Si)比       |       | 0.25   | 0.24   |         |         |

※ 酸塩基比, Fe/(P+Si)比については第4章および第5章参照

度は0.36であった。乾燥機前後で消石灰が添加されて、熔融炉に入る時点では塩基度は1.14となっていた。各元素のスラグへの移行率は表 2-5 のようになる。金属類はPbとZnを除き85%以上がスラグへ移行し、PbとZnはほとんどスラグへ移行しない結果となった。

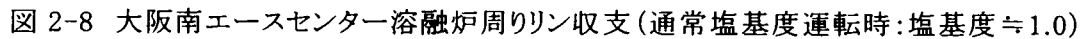
## (2) リン収支

熔融炉周りのリンの収支を図 2-8 に示す。収支は熔融炉投入汚泥中のリンの量を 100%として、熔融炉以降のリン分配割合を表している。

熔融炉入汚泥中の 687 kg/日のリンは、75%がスラグに、4%がボイラダストに移行する結果となった。ボイラ以降の排煙処理塔と湿式 EP では合計 14%、93 kg-P/日のリンが移行し、特に酸化槽排水と湿式 EP 排水で高い移行率を示した。また排ガス中のリンはほとんど検出されず(<1 kg/日)、不明分は8%であった。

表 2-5 各元素のスラグへの移行率

|      | 熔融炉入<br>汚泥 | スラグ   | 移行率  |
|------|------------|-------|------|
|      | t/日        | t/日   | %    |
| 乾燥重量 | 37.5       | 8.1   | —    |
| 灰分   | 10.9       | 8.1   | —    |
|      | kg/日       | kg/日  | %    |
| P    | 687        | 516   | 75%  |
| Si   | 1,061      | 1,078 | 102% |
| Ca   | 1,844      | 1,709 | 93%  |
| Fe   | 800        | 687   | 86%  |
| Al   | 642        | 665   | 104% |
| Mg   | 102        | 105   | 103% |
| Na   | 95         | 83    | 87%  |
| K    | 75         | 77    | 102% |
| Cl   | 34         | 1     | 2%   |
| S    | 759        | 84    | 11%  |
| Zn   | 123        | 3     | 2%   |
| Pb   | 7          | 0     | 0%   |
| Cu   | 19         | 17    | 90%  |



|             | 水量                | SS    | T-P    | PO <sub>4</sub> -P | T-N    | NH <sub>4</sub> -N |
|-------------|-------------------|-------|--------|--------------------|--------|--------------------|
|             | m <sup>3</sup> /日 | mg/L  | mg-P/L | mg-P/L             | mg-N/L | mg-N/L             |
| 排水          |                   |       |        |                    |        |                    |
| 乾燥スクラバ排水    | 604               | 118   | 8      | 6                  | 313    | 273                |
| スラグピット排水    | 208               | 39    | 11     | 10                 | 14     | 0                  |
| 排煙処理塔酸化槽排水  | 103               | 2,562 | 292    | 86                 | 16     | 0                  |
| 排煙処理塔冷却排水   | 3,092             | 9     | 12     | 11                 | 18     | 0                  |
| 湿式EP排水      | 262               | 770   | 230    | 66                 | 31     | 0                  |
| 用水          |                   |       |        |                    |        |                    |
| 下水処理水（砂ろ過水） |                   | 17    | 5      | 4                  | 11     | 0                  |
| 返流水処理水      |                   | 10    | 10     | 10                 | 18     | 1                  |

溶融炉周りの排水の性状を表 2-6 に示す。各排水の用水は、乾燥スクラバとスラグピットが

下水処理水(砂ろ過水)が用いられている以外は場内の返流水処理水が用いられている。乾燥スクラバ排水は乾燥により揮散したアンモニアが回収されるため、 $\text{NH}_4\text{-N}$ が高濃度に含まれる。リン濃度が高いのは $\text{Mg}(\text{OH})_2$ で洗浄する排煙処理塔酸化槽排水と湿式EP排水であるが、 $\text{PO}_4\text{-P/T-P}$ 比は約30%であり、リンの大部分がダストなどSS性として存在していた。表2-6に示した溶融施設からの排水のうち乾燥スクラバ排水を除く排水は最終的に隣接する下水処理場へ返流されているが、これら排水中のリン負荷は130 kg-P/日であり、このうち用水由来のリン負荷は37 kg-P/日であった。

## 2-5 汚泥集約処理施設におけるリン収支調査

### 2-5-1 調査方法

#### (1) 調査目的

大阪南エースセンターから排出される返流水は、隣接の南大阪湾岸北部流域北部処理場の沈砂池に戻されるが、その水質中のリン濃度は徐々に上昇傾向にあり、表2-7にその経緯の一部を示す。これは主たる処理場からの汚泥が脱水汚泥からスラリー状の混合汚泥の送泥方式に変更されたこと、同時に石灰系汚泥のケーキ搬入からセンター内での脱水処理で高分子系へと切り替わったことも影響していると考えられる。そこで濃縮、脱水プロセスおよび集約処理施設のインプット、アウトプットに掛かる固形分と用排水の分析を行い、前節に述べた汚泥溶融設備周りのリン収支調査結果と合わせて施設全体のリン収支の実態を把握することとする。

表 2-7 返流混合水の水質

|       | T-P           | T-N         |
|-------|---------------|-------------|
|       | mg-P/L        | mg-N/L      |
| 平成4年度 | 7.2 (1.7~22)  | 38 (9.7~71) |
| 平成5年度 | 11.7 (3.3~20) | 44 (11~72)  |
| 平成6年度 | 23.0 (6.4~44) | 35 (14~59)  |
| 平成7年度 | 20.0 (8.2~48) | 32 (10~72)  |

(北部処理場維持管理年報より)

#### (2) 施設概要

大阪南エースセンターの施設概要は2-4節に述べ、そのシステムフローは前出の図2-6に示してある。場内で発生した汚水は返流水処理施設にて処理された後、一部は溶融設備の排煙処理塔冷却水および洗浄水、湿式EPの洗浄水に再利用され、残りは隣接する湾北処理場に返送されている。その他の用水は湾北処理場の二次処理水を受けて砂ろ過し、そのろ過水は濃縮、脱水設備に供給される他、汚泥乾燥設備のスクラバー用水として用いられている。

#### (2) 調査地点および調査期間

調査地点は図2-9に示される11ヶ所のポイントである。また調査は3回行ったが、その調査期間は以下の通りである。

第1回 平成6年11月19日～20日までの24時間(4時間おき6回、主に返流水関係)

第2回 平成7年2月9日～10日までの24時間(4時間おき6回、主に返流水関係)

第3回 2-4節で示した調査

### (3) 分析項目

採取した用排水および汚泥に対して、SS、T-P、 $\text{PO}_4\text{-P}$ 、T-N、BOD を測定し、またスラグについては T-P を測定した。分析方法は下水試験方法に準じた。

### 2-5-2 調査結果

調査結果を表 2-8 に示す。各水質項目とも時刻や季節によりかなりばらつきが見られた。湾岸北部処理場に返流される返流混合水は表 2-7 に示した数値より低くなったが、これは溶融設備の排煙処理排水の酸化槽に多量のリン酸化合物を含む沈殿物が堆積しており、これが週 1 回程度排出されたときに高濃度のリンが流出されることが管理データで確認されており、そのときと平常時での濃度差が出たものと考えられる。

この水質測定結果と流量調査および第 3 回の溶融炉周りの収支調査とを合わせて、施設全体のリン収支を図 2-9 に示す。ここでは送泥されてくる混合汚泥と持ち込み脱水汚泥中のリン量を 100%として、各プロセスでのリン量を百分率で表示している。エースセンターに流入するリンの総量に対して、スラグへ固定されるものが 65%、ダスト 3%であり固形物として合わせて 68%が存在し、排ガスとして排出されるものは 0%であり、残りは 32%が返流水として系外に排出され、北部処理場に流入することになる。また、系内では濃縮分離液が 26%、脱水分離液が 6%と、合わせて固液分離設備より 32%が返流水処理施設に入り、そのうち余剰汚泥として 14%が再度濃縮以降の処理にかかり循環していることになる。

表 2-8 測定結果

| No. | 測定ポイント (単位)     | T-P     | S- $\text{PO}_4\text{-P}$ | T-N      | BOD       | SS         |
|-----|-----------------|---------|---------------------------|----------|-----------|------------|
| 1   | 混合汚泥 (mg/L)     | 96～160  | 19～22                     | 390～1000 | 1700～3100 | 4700～12000 |
| 2   | 濃縮分離水 (mg/L)    | 25～34   | 5～23                      | 210～590  | 370～850   | 200～540    |
| 3   | 脱水汚泥 (g/kg-ds)  | 20～29   | —                         | 66～82    | —         | —          |
| 4   | 脱水ろ液 (mg/L)     | 34～38   | 20～32                     | 120～420  | 280～420   | 210～300    |
| 5   | 乾燥スクラバ排水 (mg/L) | 5～8     | 1～4                       | 240～440  | 130～1300  | 44～220     |
| 6   | スラグ (w/w%-ds)   | 6.1～6.8 | —                         | —        | —         | —          |
| 7   | ダスト (w/w%-ds)   | 12～33   | —                         | —        | —         | —          |
| 8   | 排煙処理水 (mg/L)    | 255～316 | 9～10                      | 15～19    | —         | 1630～3775  |
| 9   | 湿式 EP 排水 (mg/L) | 230     | 66                        | 31       | —         | 770        |
| 10  | 返流水処理水 (mg/L)   | 9～10    | 7～11                      | 19～42    | 5～22      | 5～17       |
| 11  | 返流混合水 (mg/L)    | 12～18   | 8～9                       | 16～45    | 5～36      | 30～140     |

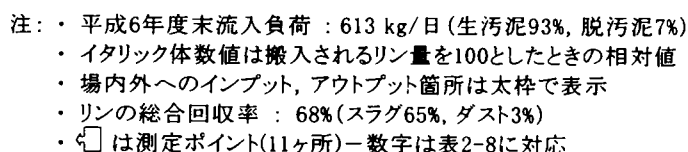


表 2-9 溶融炉排ガスダストとリン鉱石の成分例

|             | P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> | CaO+MgO | SiO <sub>2</sub> | Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> | Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> |
|-------------|-------------------------------|---------|------------------|--------------------------------|--------------------------------|
|             | %                             | %       | %                | %                              | %                              |
| リン鉱石        | 31.3                          | 47.4    | 9.1              | 0.9                            | 1.4                            |
| 下水焼却灰(高分子系) | 21.9                          | 8.6     | 49.8             | 12.4                           | 3.8                            |
| 溶融排ガスダスト    |                               |         |                  |                                |                                |
| 二上乾式 EP ダスト | 66.6                          | 0.1     | 18.6             | 0.4                            | 0.6                            |
| 御笠川ボイラダスト   | 53.1                          | 12.3    | 13.2             | 7.3                            | 5.8                            |

する。本章で述べた大阪南エースセンターでの実態調査ではスラグへの移行率は 75%にとどまっており、コークスベッド炉での報告では 64%の固定化率であったとされている<sup>7)</sup>。リンは枯渇が懸念される資源のひとつであり<sup>10),11)</sup>、リンを資源として回収する試みも行われているが<sup>9),12)~20)</sup>、溶融炉の安定運転を果たすにはスラグへの固定が望ましい。汚泥溶融の場合、対象となる脱水汚泥の調質方法によってもリンの挙動が異なる。大阪南エースセンターでは、消石灰により調質された脱水汚泥主体の運転から高分子系凝集剤による脱水方法へと転換することによって、リンの乾式電気集塵機への付着が問題となった。二上浄化センターでは、リン障害が起きた後、排ガスラインに消石灰を吹き込むことで障害を緩和した。このように原料となる脱水汚泥の組成によってもリンの挙動が異なることが明らかになってきた。

## (2) 汚泥集約処理システムにおけるリン収支

大都市を中心として汚泥の集約処理が行われているが、集約処理施設からの排水に関して窒素やリンの排出が問題となっている<sup>21)~23)</sup>。大都市を控える閉鎖性水域での総量規制の強化にともない、これら汚泥返流水の処理が求められるようになりつつある<sup>24)~27)</sup>。汚泥溶融炉を含む集約処理施設では受泥－濃縮－脱水－乾燥・溶融のシステムが一般であるが、排水はそれら各プロセスごとに発生する。濃縮および脱水プロセスからは固液分離による分離液が発生し、乾燥及び溶融プロセスからは排ガス処理の洗浄廃液が発生する。ここで濃縮、脱水からの排水水質は送泥されてきた汚泥の組成および性状に依存している。すなわち水処理プロセスで発生する汚泥性状とその後の貯留、送泥などの過程での性状変化により排水性状が決まってくる。その中には水処理が標準活性汚泥法から高度処理対応へと変化していく中でリンを多く含有する汚泥となること、水処理で用いられる凝集剤がリンの挙動に影響する可能性があること、送泥時に硫化水素対策として薬品を用いることがあること<sup>28)~30)</sup>などが含まれている。乾燥・溶融では、汚泥から揮発したガスやダストを洗浄処理する過程で排水中に移行したリンの存在が問題となる。特に溶融プロセスでは排ガス洗浄、冷却、湿式電気集塵などにより排ガス中に含まれていたダストあるいはガス成分が水側へ移行するがこの中に高濃度のリンが含まれる実態が明らかになった。このような排水は一部がシステム内で水を循環利用するため、返流水処理を施された後に再利用されている。しかし、排水によっては BOD、SS などの成分がわずかであるため、そのまま未処理で隣接の処理場へ返流されている場合もある。いずれにしてもリンは汚泥、スラグなど固形物として系外に排出するしか方法がないため、水系のリン



ンは系内を循環した上でさらに高濃度となって返流されている。

その実態を大阪南エースセンターで見ると 2-5 節で述べたとおり、搬入される汚泥中のリン量に対してスラグへの固定は 65%、ガスとしての排出は 0%、隣接処理場への排出は 14~32%という結果となった。この中で 14%は返流水処理から発生する汚泥として循環している。また、溶解排ガス処理からの排水として 10~20%のリンが未処理で返流されている。ここで高度処理の普及を前提として、送泥混合汚泥中のリン濃度が現状の平均値約 130 mg/L から 190 mg/L へと増加したケースを想定する。これは各下水処理場での流入リン濃度を 4 mg/L とし処理水リン濃度を 1 mg/L としその差分が汚泥となり、エースセンターに持ち込まれるとした場合の送泥汚泥中のリン濃度である。この状態で各プロセスでの分配率を、本調査の結果をそのまま適用して収支予想をしたものが図 2-10 である。これによると流入リンに対しておよそ 32%が排水として返流する結果となった。平成 9 年度の実績では 4,025 m<sup>3</sup>/日のスラリーと 31.2 t/日の脱水汚泥を処理しているが、この場合には 884 kg/日の流入リンに対して、281 kg/日の返流負荷となる。返流水を受け入れる隣接下水処理場の流入水量が約 56,700 m<sup>3</sup>/日であり、流

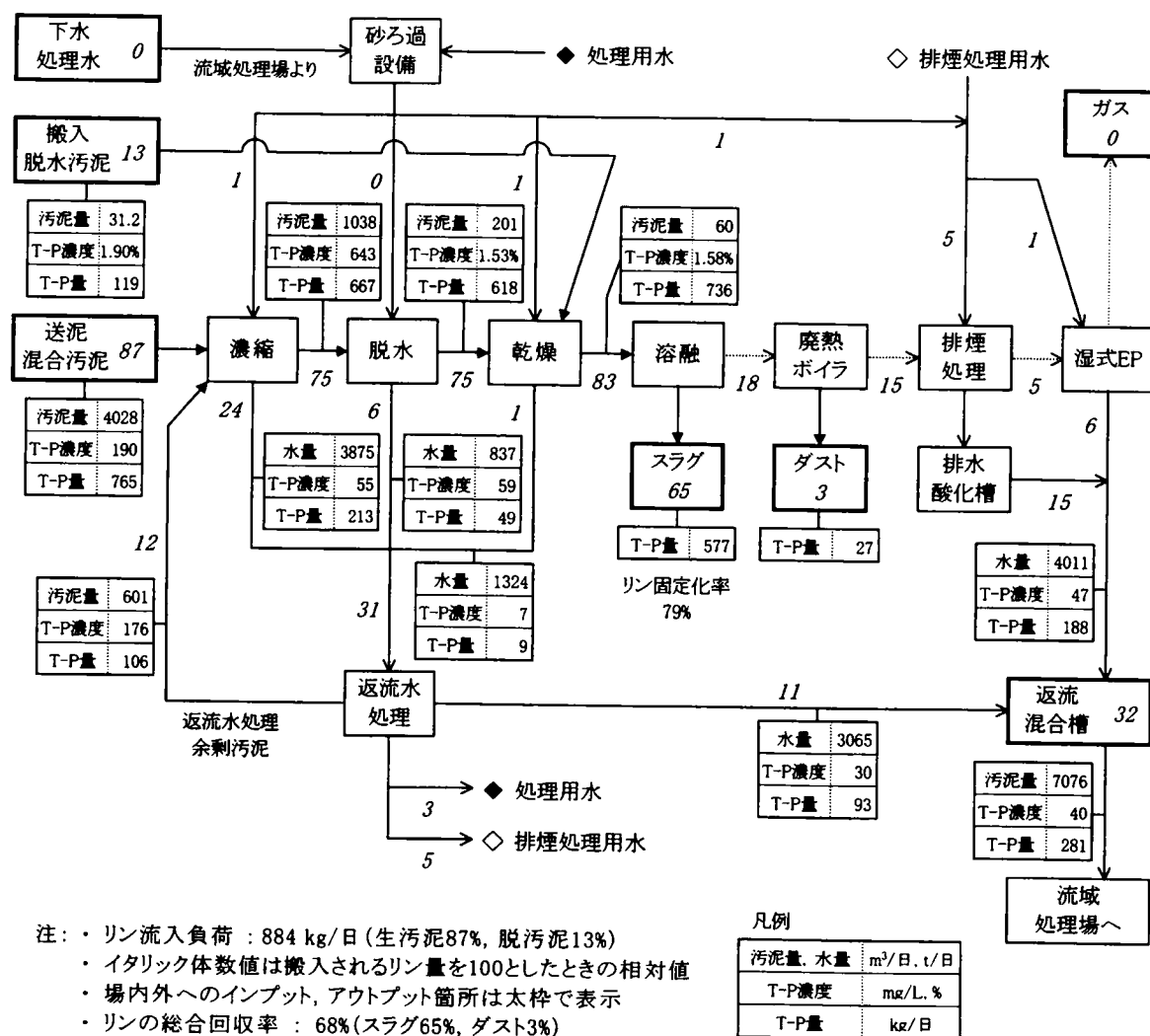


図 2-10 大阪南エースセンターのリン収支予測図

入下水 T-P 濃度を 4 mg/L とすると本来の流入リン負荷量は 227 kg/日となるため、その 124% が汚泥集約処理施設から戻されるバランスとなる。したがって汚泥集約処理施設での適切なリン系外排出対策が求められることになる。

## 2-6-2 研究課題の設定

以上述べてきたように、下水汚泥溶融炉では溶融過程でのリン揮散を原因とするさまざまな障害事例が報告されていること、また汚泥溶融炉を含む下水汚泥集約処理施設では場外へ排出される返流水リン負荷が増加傾向にあること、などの問題が顕在化してきた。そこでこれらの問題を解決するために、本研究の課題・目的を以下のように設定した。

### (1) 目標の設定

汚泥溶融プラントを含む下水汚泥集約処理施設において、リンに関連して以下の 3 項目を実現するための要件を求めることを、課題として設定する。

- ① 溶融炉の安定運転が可能であること
- ② リンはスラグへ可能な限り固定化することで安定した系外排出を行う
- ③ 処理施設からの排出する返流水負荷を最小化する

リンは有用資源でありシステムの中で資源化可能な状態で回収することが望ましいことは当然であるが、ここでは上記課題を優先して検討を進める。

### (2) 溶融プロセスにおけるリン挙動の解明とその制御因子の特定およびその実証

溶融炉でのリンの挙動は実態として不明な点が多く、挙動を予測しうるモデルを構築することが求められる。その中で汚泥性状、汚泥の由来、溶融炉形式、運転状況との関わりを検証する。

溶融炉の運転操作因子は、原料となる汚泥の成分調整、溶融温度、溶融雰囲気などである。これらとリン挙動との関連性を求めるために、基礎実験とそれに基づく仮説の提案、それと実機との対比による検証を行う。汚泥の成分調整に関しては、通常行われている溶融炉での塩基度調整を含めて、汚泥処理系全体での薬剤使用の方法、さらには汚泥発生の源となる水処理での薬剤使用にも言及する。

### (3) 汚泥送泥プロセスにおけるリン溶出挙動の解明とその予測方法の確立

汚泥集約処理施設へのインプットとしての送泥汚泥中のリン固溶形態へ及ぼす影響として、送泥プロセスにおけるリン溶出挙動および影響因子を解明し、リンの固形性または溶解性に関する形態予測方法を確立する。

### (4) リン挙動に関わるモデルの構築

上記の実験に基づいて、システム内でのリン挙動を予測できるモデルを提案する。

### (5) シミュレーションによる動態予測とシステムの評価

動態モデルにより汚泥溶融プラントを含む汚泥集約処理施設におけるリンの挙動を予測し、システム内の制御方法の有効性について評価する。併せて汚泥発生系である水処理における高度処理化への変化に伴う上記への影響も検討する。

## 2-7 結語

汚泥溶融炉においては、数値にばらつきはあるもののスラグへのリン固定化率は 75%以下にとどまっており、残りは排ガスへ揮散していることが明らかになった。その結果、溶融プロセスの構成機器に障害を与え、安定運転を妨げることとなり、溶融排ガス中のリンはその湿式処理により回収され、排水中に移行して返流水負荷を押し上げることになっている。

また、濃縮、脱水など汚泥集約処理システムの構成プロセスからの排水中にも、汚泥から溶出したリンが大量に含まれている。これらの課題解決のための目標を設定して、溶融プロセスにおけるリン挙動の解析と制御因子の特定およびその実証、リン挙動に関わる予測モデルの構築、それらを用いた動態予測と評価を本研究の目的と設定した。

## 2-8 引用, 参考文献

- 1) 三谷吉文：大坂南地域における下水汚泥広域処理方法について，下水道協会誌，Vol.38, No.460, p.11-19 (2001)
- 2) (株)クボタ：小矢部川流域二上浄化センター溶融炉報告書 (1990)
- 3) クボタ・新日鉄建設共同企業体：溶融炉排ガス中のリンの挙動調査報告書 (1994)
- 4) 三品文雄，松本崇，杉森伸子，岩部秀樹：溶融処理施設におけるリン収支と高度処理への対応に関する一考察，下水道研究発表会，Vol.34, p.896-898 (1997)
- 5) 立石政治，小出典宏，田村隆：下水汚泥溶融炉におけるポリ鉄添加によるリンの固定化とその効果，下水道研究発表会，Vol.35, p.869-871 (1999)
- 6) 松川達三：下水汚泥の集約処理について，下水道協会誌，Vol.37, No.452, p.82-87 (2000)
- 7) 高橋春城，金子均：エース事業における消石灰を用いた高分子汚泥溶融技術の改善の一方法，下水道研究発表会，Vol.32, p.778-780 (1995)
- 8) 岩部秀樹，小出典宏，長谷川俊和，三品文雄：下水汚泥の溶融処理におけるリンおよび重金属の挙動，下水道研究発表会，Vol.34, p.899-901 (1997)
- 9) 山本浩，南條征雄，田部井清吉：下水焼却灰の還元溶融による燐回収プロセス，下水道研究発表会，Vol.37, p.954-956 (2000)
- 10) 伊藤久明：下水汚泥からの有用物の回収-資源回収の可能性を求めて，月刊下水道，Vol.17, No.14, p.20-25 (1994)
- 11) 水谷潤太郎：総窒素・総リンの物質循環図，土木学会論文集，No.566/VII-3, p103-108 (1997)
- 12) 吉田佳子，高橋泰弘：下水汚泥焼却灰中のリンとアルミの分離回収，水，Vol.43, No.3, p.16-22, (2001)
- 13) 高橋正昭，島洋久：下水汚泥等各種焼却灰からのりん，金属等資源回収技術の開発，工業技術界講習会資料 (1997)

- 14) 中原啓介, 南條征雄, 猪川修郎, 田部井清吉, 桑山通郎 : 下水焼却灰の還元溶融によるリン回収, 廃棄物学会研究発表会, Vol.10, p.545-547 (1999)
- 15) 山本浩, 中原啓介, 南條征雄, 田部井清吉, 桑山通郎 : 下水処理を活かした磷循環システム, 全国都市清掃研究会, Vol.21, p.334-336 (1999)
- 16) 山根昭, 横川佳重, 平野祐司 : 下水道施設からの有用物回収技術に関する基礎調査, 下水道研究発表会, Vol.34, p.977-979 (1997)
- 17) 西田克範, 村澤崇, 高井智丈, 半田栄一, 西田貴裕 : 吸着法を用いて汚泥からのリン回収について(溶媒抽出法), 下水道研究発表会, Vol.37, p.936-938 (2000)
- 18) 珠田泰臣, 吉田佳子, 高橋泰弘 : 焼却灰に含まれる資源の効率的な回収に関する検討, 下水道研究発表会, Vol.37, p.951-953 (2000)
- 19) 珠田泰臣, 吉田佳子, 高橋泰弘 : 焼却灰に含まれる資源の効率的な回収に関する検討(改良 MAP 法), 下水道研究発表会, Vol.37, p.948-950 (2000)
- 20) 岩部秀樹, 小松敏宏, 小出典宏 : 吸着法を用いた下水汚泥焼却灰からのリン回収技術, 環境工学研究フォーラム, Vol.34, p.31-33 (1998)
- 21) 松枝英一郎, 石川将二, 宮下重昭 : 下水汚泥の集約処理における窒素, リン, 硫黄の物質収支, 下水道研究発表会, Vol.35, p.1026-1028 (1998)
- 22) 佐藤三男, 五井正季, 窪田雅一, 局俊明, 宮田純, 角田明彦, 富永浩三 : 下水汚泥集約処理施設における物質収支と返流水リン負荷に関する調査, 下水道研究発表会, Vol.36, p.803-805 (1999)
- 23) 栗林宗人, 村上忠弘 : 汚泥処理プロセスよりの返流水の実態と処理性, 下水道協会誌, Vol.22, No.253, p.26-41 (1985)
- 24) 阿部静夫, 室須美夫 : 福岡市の高度処理と MAP 法の開発について, 下水道協会誌, Vol.32, No.389, p.89-96 (1995)
- 25) 本間康弘, 田中俊博, 野口広, 北村輝明, 米山豊, 上野孝司 : 汚泥集約処理における返流水処理システムの開発, 環境衛生工学研究, Vol.14, No.3, p.158-163 (2000)
- 26) 大場康久, 照沼誠, 野尻善好 : 汚泥集約処理システムにおける汚泥返流水対策に関する調査, 日本下水道事業団技術開発部報, p.21-30 (1996)
- 27) 川口幸男, 吉谷眞孝, 中村芳男 : 下水汚泥広域処理事業における返流水処理について, 月刊下水道, Vol.15, No.5, p18-22 (1992)
- 28) 丸田浩二, 東 俊行 : 下水処理施設から発生する硫化水素の薬品(ポリ鉄)添加による抑制, 下水道協会誌, Vol.31, No.374, p.98-106 (1994)
- 29) 相馬英雄, 高須弘 : 送泥汚泥の効率的な硫化水素抑制調査, 東京都下水道局技術調査年報, p.319-331, (1998)
- 30) 三品文雄 : 圧送方式の今日的役割 汚泥圧送システムの維持管理, 月刊下水道, Vol.22, No.2, p.52-56 (1999)

付表 2-1 全国の下水汚泥熔融炉建設・稼働状況

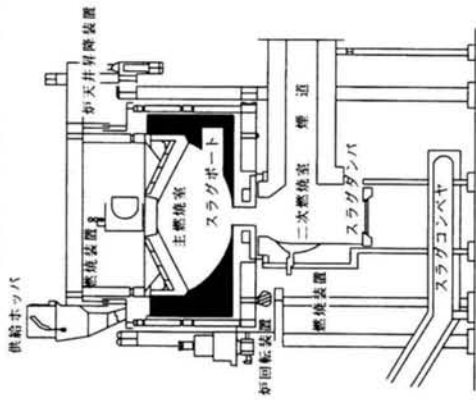
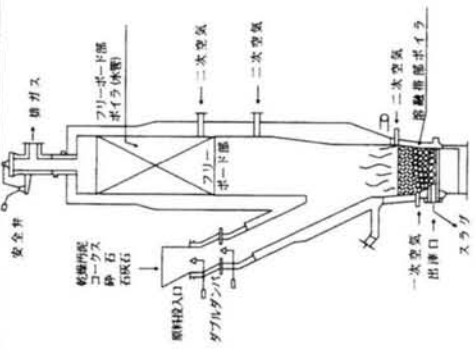
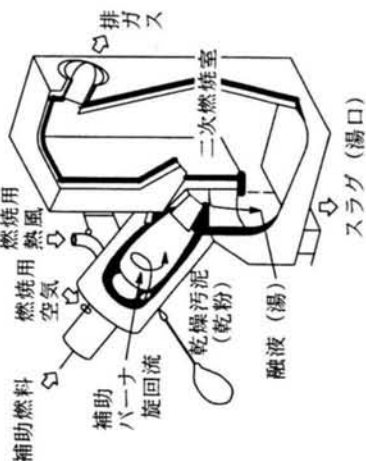
| 処理場名                       | 事業主体        | 熔融炉型式          | 施設能力×基数                          | 建設・稼働状況                             | スラグ発生量(t/年)         | 処分・有効利用方法  |
|----------------------------|-------------|----------------|----------------------------------|-------------------------------------|---------------------|--|
| 二上浄化センター<br>〔小矢部川流域〕       | 富山県         | 表面熔融炉          | 5.3t-DS/d×1                      | 1988年8月稼働                           | 計<br>270t           | コンクリート2次製品などの骨材として全量有効利用している。  |
|                            |             |                | 12t-DS/d×1                       | 1994年4月稼働                           |                     |  |
| 大阪北東エースセンター                | 日本下水道事業団    | コークスベッド式熔融炉    | 10t-DS/d×2                       | 1989年11月稼働                          | 1105t               | 場内基礎、場外基礎、試験調査、二次製品利用  |
|                            |             |                | 15t-DS/d×1                       | 1998年4月稼働                           |                     |  |
| 兵庫西エースセンター                 | 日本下水道事業団    | コークスベッド式熔融炉    | 40t-DS/d×2                       | 1989年11月稼働                          | 計<br>13385t         | 場内基礎、場外基礎、試験調査、二次製品利用  |
|                            |             |                | 40t-DS/d×1                       | 1993年1月稼働                           |                     |  |
| 大阪南エースセンター                 | 日本下水道事業団    | 表面熔融炉          | 25t-DS/d×2                       | 1990年12月稼働                          | 計<br>2916t          | 場内基礎、場外基礎、試験調査、二次製品利用  |
|                            |             |                | 35t-DS/d×1                       | 1995年12月稼働                          |                     |  |
| 湖南中部浄化センター<br>〔琵琶湖流域<湖南部>〕 | 滋賀県         | 旋回熔融炉<br>(灰熔融) | 8t-DS/d×1                        | 1990年4月稼働                           | 4.5t/d              | 建設資材として有効利用。   |
|                            |             |                | 24t-DS/d×1                       | 1993年度着工<br>1996年度稼働                |                     |  |
| 中央処理場<br>〔安威川流域〕           | 大阪府         | コークスベッド式熔融炉    | 14t-DS/d×1                       | 1990年7月稼働                           | 1797t               | 発生したスラグを粒度調整・磁選処理して「スラグストーン」という名称で供給(販売)している。<br>供給量 1132t<br>(1994年度実績) |
|                            |             |                | 22t-DS/d×1                       | 1992年12月着工<br>土木1993年12月<br>1996年稼働 |                     |  |
|                            |             |                | 16t-DS/d×1                       | 1993年12月着工<br>1997年3月稼働             |                     |  |
| 南部スラッジプラント                 | 東京都         | 傾斜型旋回熔融炉       | 32t-DS/d×1                       | 1991年10月稼働                          | 約<br>1100t          | 埋立地内道路面の調整用として利用   |
| 中部下水処理場                    | 長崎県<br>佐世保市 | 旋回熔融炉          | 7t-DS/d×1                        | 1995年4月稼働                           | 現況<br>発生量<br>1.0t/d | 有効利用について研究中(管路埋戻材・アスファルト混合物・コンクリート2次製品への添加)。                             |
| 前橋水質浄化センター                 | 群馬県<br>前橋市  | 旋回熔融炉          | 9.8t-DS/d×1<br>(うち3t分は<br>焼却灰投入) | 1994年9月着工、<br>1996年4月稼働             | —                   | 下水道事業の埋戻材として利用予定。  |

| 処理場名                                 | 事業主体 | 熔融炉型式                     | 施設能力<br>× 基数 | 建設・稼働<br>状況                           | スラグ<br>発生量<br>(t/年) | 処分・<br>有効利用方法  |
|--------------------------------------|------|---------------------------|--------------|---------------------------------------|---------------------|--|
| 鳥羽処理場                                | 京都市  | 予備燃焼炉付<br>旋回熔融炉＋<br>石材化施設 | 30t-DS/d×1   | 1992年6月着工、<br>1996年度稼働                | －                   | 熔融炉の後段に石<br>材化施設(清澄炉＋<br>結晶化炉)を設け<br>た。コンクリート骨材<br>等への利用を計画。 |
| 高槻処理場<br>〔淀川右岸<br>流域〕                | 大阪府  | 傾斜型旋回式<br>灰熔融炉            | 4t-焼却灰/d×1   | 1994年12月着工<br>土木1993年12月<br>1997年3月稼働 | －                   | 中央処理場へスラグ<br>を運搬し、粒度調整・<br>磁選処理する予定。                         |
| 御笠川浄化<br>センター<br>〔御笠川・<br>那珂川<br>流域〕 | 福岡県  | 表面熔融炉                     | 20t-DS/d×1   | 1994年12月着工<br>土木は1992年度<br>1997年4月稼働  | 2400t               | 配管の埋戻材等へ<br>の有効利用に向けて<br>検討中。                                |
| 豊田終末<br>処理場<br>〔諏訪湖<br>流域〕           | 長野県  | 焼却灰熔融<br>結晶化設備            | 3t-焼却灰/d×1   | 1998年4月稼働                             | －                   |  |
| 平野下水<br>処理場                          | 大阪市  | 立型旋回<br>熔融炉               | 30t-DS/d×1   | 1995年10月着工<br>2000年稼働予定               | －                   | 埋戻材(予定)  |
| 神通川<br>左岸浄化<br>センター<br>〔神通川<br>左岸流域〕 | 富山県  | 表面熔融炉                     | 9t-DS/d×1    | 2001年度<br>稼働予定                        |                     |  |

※ スラグ発生量は1994年度実績を掲載。建設中の施設についてはプラントの着工時期を掲載、  
土木の着工時期が異なる場合は( )に示した。

(注) 1995年着工以前のデータ：下水道情報より(1996.2)

付表 2-2(1) 下水汚泥溶融炉機種別比較(1/3)

|         | 表面溶融炉   | コークスベッド炉   | 旋回炉  |
|---------|---|--|--|
| 1. 概略図  |  |  |   |
| 2. メーカー | クボタ 1社  | 大ガス, 新日鐵 2社  | 日礪, 月島, 神鋼, 三菱, エバラ, 日揮 6社   |
| 3. 運転実績 | 二上浄化センター 2炉<br>大阪南エースセンター 3炉<br>御笠川浄化センター 1炉<br>神通川左岸浄化センター 1炉建設中                   | 大阪北東エースセンター 3炉<br>兵庫西エースセンター 3炉<br>大阪府中央処理場 3炉                                     | 滋賀県湖南中部浄化センター 2炉(灰溶融)<br>東京都南部スラッジセンター 1炉<br>佐世保市中部下水処理場 1炉<br>前橋市水質浄化センター 1炉<br>京都府鳥羽処理場 1炉<br>大阪府高槻処理場 1炉(灰溶融)<br>豊田終末処理場 1炉(灰溶融)<br>大阪市平野下水処理場 1炉建設中<br>9基(内1基は建設中) |
| 計       | 7基(内1基は建設中)   | 9基(内1基は建設中)  | 9基(内1基は建設中)  |

付表 2-2(2) 下水汚泥溶融炉機種別比較(2/3)

| 運 転 状 況                                | 表 面 溶 融 炉  | コークスベッド炉  | 旋 回 炉   |
|--|--|---|---|
| 4. 運 転 状 況                             | <p>・富山県で日本で初の溶融プラントを完成させてから約8年間改良改善を加え最も安定したプラントとなっている。また、立上げ立下げが容易なため発生汚泥量の少ない初期運転においてもスムーズな運転が出来る。</p> <p>・大阪南エースセンターでは、180日～200日の連続運転実績もありキャスター等の補修も4～5年間不要である。</p> | <p>高炉での実績から安定した実績を持つているがコークスベッドを形成した溶融のため立上げ立下げの間欠運転が不可能である。そのため中小規模の下水処理場にはむかない。また溶融には石灰とコークスが必要であり発生するスラグの量が増加する。</p> | <p>・旋回バーナを用いれば簡単に溶融設備が可能であるので、各社が建設している。小規模の設備も可能で立上げ立下げが容易のため間欠運転も可能である。</p> <p>・東京都では、150t/日を建設したが、スラグとキャスターが直接接触するため年に2～3回キャスターの全面取り替えが必要となり補修費が高い。</p> <p>・滋賀県では灰溶融であるが対象汚泥が石灰系のため塩基度調整が必要となる。旋回溶融の場合合砂を2～5μまで粉碎して灰と充分混合しないと溶融できない。また、京都市と同様スラグ取り出部でのつまりが激しくメンテナンスの人手がかかる。</p> <p>・京都市では今年4月に完成したが、乾燥機のトラブルと溶融炉ではスラグのつまりで連続運転が、まだできていない状況にある。</p> |
| 5. 炉 性 能<br>スラグ化率<br>スラグ性状<br>スラグポリユーム | <p>90～95%</p> <p>基本は冷水スラグであるが空冷スラグも可能。</p> <p>90～100%</p>  | <p>90～95%</p> <p>ほとんどが空冷スラグとなる。水冷スラグにするとスラグ搬出口がつまる。</p> <p>130～150%</p>   | <p>90～95%</p> <p>空冷の方がスラグ搬出口のつまりが少ない。</p> <p>90～100%</p>  |



付表 2-2(3) 下水汚泥溶融炉機種別比較(3/3)

|         | 表面溶融炉   | コークスベッド炉  | 旋回炉   |
|---------|---|---|---|
| 6. 安全性  | 炉は1400℃の主燃室と1000℃以下の二次燃焼室に分かれており、全て水シールとして炉圧を-10～40 mmAqに保っている。乾燥汚泥の含水率も主燃焼室で自然溶融可能な20～25%のため粉塵爆発の問題もない。また燃焼は置燃焼となり天井からの輻射熱で溶融するため炉の酸素濃度も2～4%と高く、またスラグと排ガスがスラグポートを通して並流のためスラグのつまりもなく安定した溶融が可能である。 | コークスでは、汚泥を30～40%の状態に投入するため乾燥機での粉塵の問題はない。しかし炉本体ではコークスの燃焼のためCO濃度が高くボイラー等での爆発の危険がある。またスラグの取出しは炉内のスラグレベルによって間欠取り出しのため出滓時では2名の立合で行っている。炉はプラス圧を基本とするため炎の吹き出し等危険がある。当初コークスベッド炉は、キャスター構造であったが、キャスターが半年で損傷するたため全て水ジャケットによるボイラー構造とした。そのため補修点検の日数が通常ボイラー点検よりかかる。 | 粉体バーナナによる燃焼のため汚泥を含水率2～5%まで乾燥する必要があり、乾燥機での粉塵爆発がよく起きている。(京都市他)また、溶融面が全て炉内壁(キャスター面)であるためキャスターの損傷が激しく、1年2～3回の補修が必要である。京都市のようになんて水をジャケット方式にするとボイラー同様圧力容器となり、取り扱いが、やっかいになる。一ガススラグの取出しも排ガスと反対方向に取出すためスラグのつまりによる閉塞が起こる。また炉圧をプラスにする必要があるため、炎が飛び出す。 |
| 7. 経済性  | 汚泥の持っている熱量を十分炉内の汚泥燃焼と温度上昇に利用でき、余剰熱エネルギーはほとんどないため、経済的である(熱回収設備もコンパクトとなる)。炉内キャスターもほとんどが乾燥汚泥で保護されており補修費が少なくなり経済性が良い。   | 高分子汚泥の持っている高い熱量にもかかわらず、コークスと石灰が必要となるためエネルギーは余る。したがって、その熱回収を必ず行い、少しでもランニングコストを下げる工夫がいる。そのため、建設費が高く補修費も高くなる。  | 1300℃の溶融スラグが炉壁を旋回するためキャスターが摩耗・侵食し、数ヶ月で全面取り替える必要があるが生じる。維持管理費の内補修費が高く経済性は悪い。稼働実績がまだ少なく性能および経済性の評価が十分でない。   |
| 8. 運転操作 | 炉の停止・立上がスムーズである。  | 熔鉱炉方式なので、一度炉を立上げると停止するのが非常に難しい。   | 炉の停止・立上がスムーズである。  |

付表 2-3 送泥ポンプ場施設一覧

## (1)送泥ポンプ場

| 名称        | 位置        | ポンプ能力                         |
|-----------|-----------|-------------------------------|
| 汐見送泥ポンプ場  | 汐見下水処理場内  | ポンプ 1.7m <sup>3</sup> /分×4 台  |
| 高石送泥ポンプ場  | 高石処理場内    | ポンプ 1.7m <sup>3</sup> /分×4 台  |
| 泉北送泥ポンプ場  | 泉北下水処理場内  | ポンプ 0.65m <sup>3</sup> /分×3 台 |
| 石津送泥ポンプ場  | 石津下水処理場内  | ポンプ 1.15m <sup>3</sup> /分×4 台 |
| 三宝送泥ポンプ場  | 三宝下水処理場内  | ポンプ 0.55m <sup>3</sup> /分×4 台 |
| 磯ノ上送泥ポンプ場 | 磯ノ上下水処理場内 | ポンプ 0.55m <sup>3</sup> /分×4 台 |
| 中部送泥ポンプ場  | 中部処理場内    | ポンプ 0.55m <sup>3</sup> /分×3 台 |
| 北部送泥ポンプ場  | 北部処理場内    | ポンプ 0.45m <sup>3</sup> /分×4 台 |

## (2)送泥管の内容

| 名称     | 管径    | 延長      |
|--------|-------|---------|
| 汐見送泥管  | φ 350 | 約 2.1km |
| 高石送泥管  | φ 350 | 約 3.9km |
| 泉北送泥管  | φ 200 | 約 8.0km |
| 石津送泥管  | φ 300 | 約 5.8km |
| 三宝送泥管  | φ 200 | 約 6.5km |
| 磯ノ上送泥管 | φ 200 | 約 2.7km |
| 中部送泥管  | φ 200 | 約 8.0km |
| 北部送泥管  | φ 150 | 約 0.2km |
| 計      |       | 37.2 km |

付表 2-4 南大阪湾北部処理場計画諸元

| 項 目    | 内 容                                       |
|--------|---|
| 計画区域面積 | 1,434.5 ha (堺市、岸和田市、泉大津市、<br>貝塚市、和泉市、忠岡市) |
| 計画処理人口 | 558,000 人                                 |
| 排除方式   | 分流式                                       |
| 敷地面積   | 44.4ha                                    |
| 処理方式   | 水処理 : 標準活性汚泥法<br>汚泥処理 : 大阪南広域処理場へ送泥       |
| 計画汚水量  | 日最大 : 630,000 m <sup>3</sup> /日           |
| 計画流入水質 | BOD : 180 mg/L<br>SS : 160 mg/L           |
| 計画放流水質 | BOD : 13 mg/L<br>SS : 24 mg/L             |



## 第3章 汚泥スラリーからのリン溶出と固定に関する実験的検討

### 3-1 概説

下水の高度処理が普及しつつあり、その中でリンを対象とした高度処理も現在 54 ヶ所で実施されている<sup>1)</sup>。採用されている処理方法としては嫌気好気活性汚泥法、あるいは窒素除去を合わせて行う循環法との組み合わせ、さらにこれらに凝集剤を加えた方法などが多く見られる<sup>1)</sup>。いずれの方法も下水中のリンを汚泥に固定することにより除去する方式であり、結果として余剰汚泥中のリン濃度が高まる傾向にある。生物学的リン除去法ではその汚泥が嫌気的条件下におかれると液側に溶出することが知られており、返流水中のリン濃度が高まることで水処理への影響も考慮しなければならない<sup>2)</sup>。これらの対策としてフォストリップ法<sup>3),4)</sup>、MAP 法<sup>5)</sup>～<sup>10)</sup>なども検討されている。

広域汚泥処理では、各所で発生する汚泥をスラリー状で送泥し、濃縮・脱水以降の汚泥処理を一括して行っている。この場合送泥・受泥貯留プロセスで汚泥中のリンが溶出することになり、濃縮あるいは脱水分離液中のリン濃度が高まり、排水処理系でリンの問題が顕著に現れることになる<sup>10)</sup>。下水高度処理が普及するとさらに返流水系で問題が深刻となる可能性がある。そこで筆者らは送泥・貯留プロセスを含む広域汚泥処理を念頭に、各種汚泥からのリン溶出に関する挙動を把握するため、リン溶出条件の実験的検討を行った。

また実際に広域処理施設で、汚泥から溶出したリンに起因する返流水リン負荷削減対策を検討する場合には、アルミニウムや鉄系の無機塩類添加による溶解性リンの不溶化が考えられる。そこで鉄系凝集剤添加によるリン固定化効果も検討した。鉄系凝集剤の添加場所は、濃縮プロセス、脱水プロセス、あるいは濃縮・脱水分離液に対し凝集剤を添加する場合の3ヶ所を想定し、各場合のリン固定化効果を調べることにした。

### 3-2 実験方法

#### 3-2-1 対象汚泥

##### (1) 汚泥からのリン溶出実験

汚泥からのリン溶出挙動は、下水処理場から採取した初沈汚泥と余剰汚泥を用いて、回分実験により調べた。実験に用いた汚泥は、水処理方式が標準活性汚泥法（以下標準法）、嫌気好気活性汚泥法（以下AO法）、擬似嫌気好気活性汚泥法（以下擬似AO法）、凝集剤添加嫌気無酸素好気循環変法（以下凝集剤添加A2O法）、凝集剤添加循環変法（以下凝集剤添加循環法）をそれぞれ採用している5ヶ所から採取した。

##### (2) 汚泥および汚泥分離液の溶解性リン固定化実験

汚泥および汚泥分離液中の溶解性リン固定化実験は、大阪南エースセンターへ送泥管を通じて送られてきた種々の処理場汚泥の混在した汚泥（送泥汚泥）を用いて行った。なお大

阪南エースセンターへ汚泥を送泥している各下水処理場の水処理方式は、標準活性汚泥法、ステップエアレーション法、嫌気無酸素好気法で<sup>11)</sup>、送泥時には臭気対策として塩化第二鉄を汚泥固形分当たりFeとして約1%添加されている。

### 3-2-2 実験操作方法および実験装置

#### (1) 汚泥からのリン溶出実験

下水処理場から採取した汚泥は1時間以内に持ち帰り、余剰汚泥についてはその後1～2時間曝気したものを供試試料とした。実験は100 mLのバイアル瓶を用いた回分実験とし、初沈汚泥、余剰汚泥およびそれらを固形物比でおよそ1:1近くになるように混ぜ合わせた混合汚泥の3種類の汚泥を用いた実験を基本として、それぞれバイアル瓶に汚泥を100 mL入れ、ヘッドスペースを窒素ガスで置換後密封し、恒温水槽内で振とうした。回分実験の実験装置模式図は図3-1に示したとおりである。恒温水槽の温度は25℃を基本とし、併せて15℃でも行った。実験開始後1, 3, 7, 24, 48, 72時間でバイアルから汚泥を取り出し、汚泥と遠心分離後の上澄み液の分析を行った。

#### (2) 汚泥および汚泥分離液の溶解性リン固定化実験

実験供試試料は、大阪南エースセンターの送泥汚泥(固形物濃度約1.0%)、送泥汚泥を遠心分離(3000 rpm, 10 分間)により4倍に濃縮した濃縮汚泥、および遠心分離操作の際に発生した汚泥上澄みの3種類とした。なお $\text{KH}_2\text{PO}_4$ を添加して汚泥中の $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度を上げた送泥汚泥と、それを濃縮・分離した濃縮汚泥と分離液についても供試試料として用いた。各供試試料の調整方法手順は図3-2に示した。

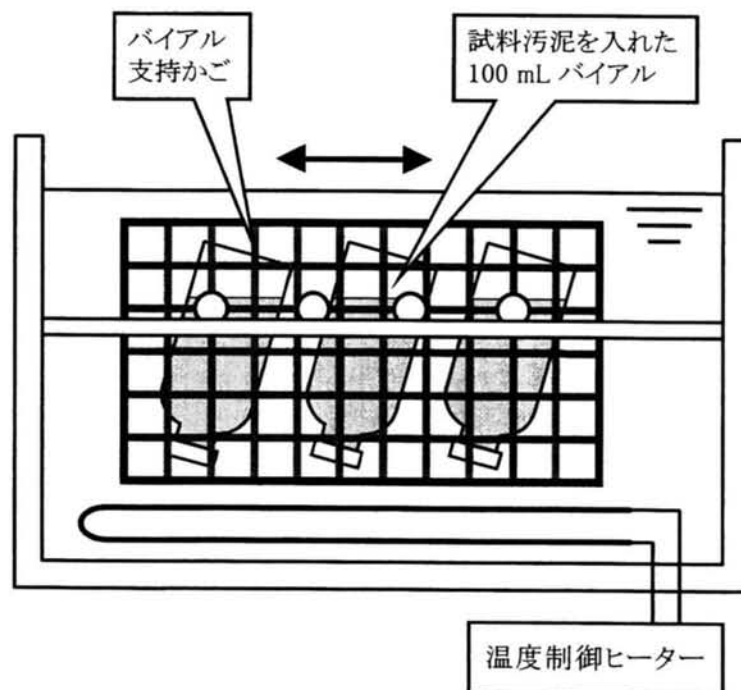


図 3-1 リン溶出回分実験 実験装置模式図

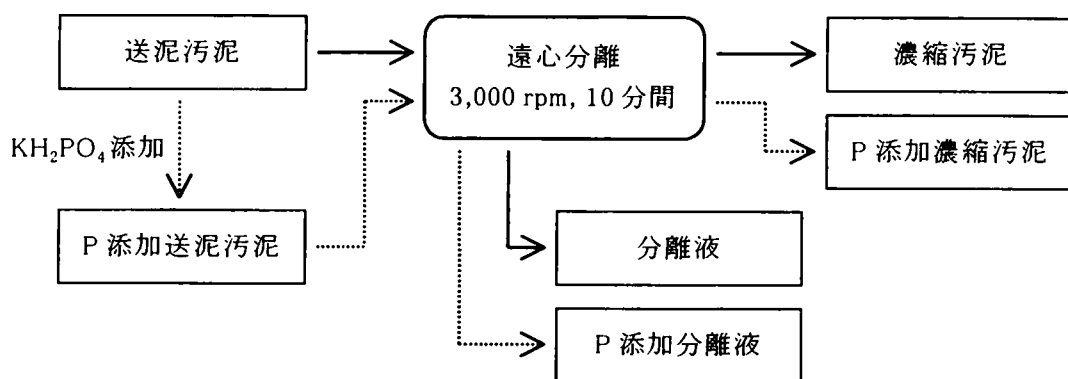


図 3-2 リン固定化実験供試試料調製方法手順

実験は上記手順に従い調製した各供試試料に対し、ポリ鉄を添加した場合の溶解性リンの不溶化効果をみることを主目的とした。各供試試料は 100 mL をサンプル瓶に取り、ポリ硫酸第二鉄（ポリ鉄）を添加して 10 秒程度振とうした。ポリ鉄添加による pH, SS 変化はこの時点で分析するが、その他の  $\text{PO}_4\text{-P}$  等の項目については、ポリ鉄添加・振とうしたサンプルを遠心分離後 5 種 C ろ紙によりろ過した溶液を分析に供した。

### 3-2-3 実験条件

#### (1) 汚泥からのリン溶出実験

リン溶出実験の実験項目と条件を表 3-1 に示す。実験は汚泥の種別、鉄塩添加の影響、汚泥濃度の影響、温度の影響をみることを目的に実験条件を構成した。鉄塩添加の影響をみる実験では、実際の送泥プロセスで硫化水素発生抑制の目的に使用されている塩化第二鉄を用いて実験した。なお汚泥濃度の影響、鉄塩添加の影響実験では、AO 法を採用している下水処理場汚泥を用いて実験した。

#### (2) 汚泥および汚泥分離液の溶解性リン固定化実験

リン固定化実験の実験項目と条件は表 3-2 に示す。実験はポリ鉄を添加する対象試料とポ

表 3-1 汚泥からのリン溶出実験条件一覧

| 項目      | 条件   |
|---------|--|
| 汚泥種別    | 水処理方式：<br>標準活性汚泥法<br>嫌気好気活性汚泥法<br>擬似嫌気好気活性汚泥法<br>凝集剤添加嫌気無酸素好気循環変法<br>凝集剤添加循環変法<br>初沈汚泥，余剰汚泥，混合汚泥 |
| 鉄塩添加の影響 | 鉄塩添加率：10 mg-Fe/L, 20 mg-Fe/L, 60 mg-Fe/L   |
| 汚泥濃度の影響 | SS 濃度：7130 mg/L, 4690 mg/L, 2470 mg/L  |
| 温度の影響   | 恒温水槽温度：25℃, 15℃  |

表 3-2 汚泥および汚泥分離液の溶解性リン固定化実験条件一覧

| 項目      | 条件   |
|---------|--|
| ポリ鉄添加対象 | 送泥汚泥(濃縮プロセスでの添加想定)<br>濃縮汚泥(脱水プロセスでの添加想定)<br>汚泥分離液(返流水処理前凝集プロセスでの添加想定)              |
| ポリ鉄添加率  | 送泥汚泥 : 0.5~4.0%-Fe/ds 程度<br>濃縮汚泥 : 0.5~4.0%-Fe/ds 程度<br>汚泥分離液 : 容量当たりの添加率が送泥汚泥と同条件 |

リ鉄添加率の影響をみることを目的とした。なおポリ鉄添加対象試料の違いはポリ鉄を添加するプロセスの違いを想定しており、対象試料が送泥汚泥では濃縮プロセスでの添加を、濃縮汚泥では脱水プロセスでの添加を、汚泥分離液では返流水処理前凝集プロセスでの添加を想定している。

### 3-2-4 分析項目および方法

#### (1) 汚泥からのリン溶出実験

原汚泥についてはSS, VSS, T-P, 主要金属成分(Si, Ca, Fe, Al, Mg), リン形態分析を、24, 72 時間後の汚泥についてはリン形態分析を行った。また、各汚泥の pH, ORP については各経過時間ごとに測定した。上澄み液については5種Cろ紙でろ過後、 $\text{PO}_4\text{-P}$ , 有機酸を分析した。

分析はリン形態分析を除き下水試験法に準じて行った。リン形態分析は味埜らが行っているSTS法<sup>12)</sup>に準じて行い、図3-3に示す手順に従い汚泥固形物中のリンを分画した。各画分は、画分1が主に金属リン酸塩を表し、画分2が主に低分子ポリリン酸を表し、画分3が高分子ポリリン酸やその他生物体を構成するリンを表す。

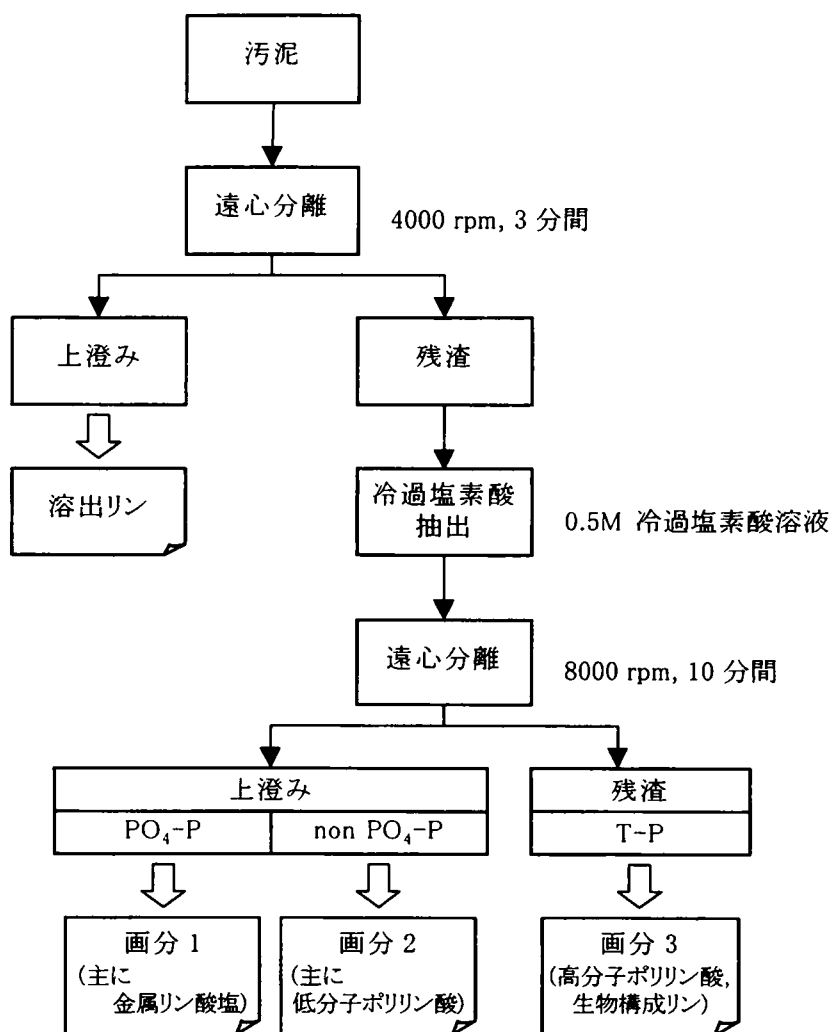
#### (2) 汚泥および汚泥分離液の溶解性リン固定化実験

原汚泥についてはpH, SS, VSS, T-P,  $\text{PO}_4\text{-P}$ , 主要金属成分(Si, Ca, Fe, Al, Mg), M アルカリ度を測定した。ポリ鉄添加後の各試料については、pH, SS はろ過前の試料を測定し、5種Cろ紙でろ過後の試料について $\text{PO}_4\text{-P}$ , 色度を測定した。いずれも下水試験法に準じて分析を行った。なおポリ鉄添加により試料pHは酸性側に変化するが、汚泥および汚泥分離液による設備の酸腐食等に対処するため、それらを中和するためのアルカリ量を求めることを目的として、ろ過した溶液についてpHを6以上に中和するのに必要なNaOH添加量を滴定により測定した。

## 3-3 汚泥からのリン溶出実験結果

### 3-3-1 下水汚泥のリン形態分析

リン溶出実験で用いたそれぞれの最初沈殿池汚泥(初沈汚泥)および余剰汚泥の性状(各



※ 冷過塩素酸抽出とその後の遠心分離は 2 回繰り返す

図 3-3 STS 法によるリン形態分析方法手順

処理方式ごとの平均値)を表 3-3 に示す。初沈汚泥中の T-P 濃度は 7.1～23.2 mg-P/g-SS の範囲で、集約処理施設からの返流水の影響を受けた処理場と脱水で無機凝集剤を添加している処理場の初沈汚泥で T-P 濃度が高くなる傾向が見られ、平均で 11.6 mg-P/g-SS の T-P 濃度となった。余剰汚泥中の T-P 濃度は 20.2～47.6 mg-P/g-SS の範囲であった。余剰汚泥では標準法に比べ AO 法などリン除去を目的とした水処理方法を採用した場合に高濃度のリンが含有されることが分かる。

リン溶出回分実験で用いた供試汚泥のリン形態分析の結果を図 3-4 に示す。初沈汚泥固形物中 T-P 濃度の平均値は 8.8 mg-P/g-SS であり、その内訳は金属リン酸が主体の画分 1 が 3.3 mg-P/g-SS、低分子ポリリン酸が主体の画分 2 が 2.5 mg-P/g-SS、生物体あるいは高分子ポリリン酸と見られる画分 3 が 2.9 mg-P/g-SS の構成であった。

余剰汚泥のリン形態については、画分 1 は無機凝集剤を用いない方式では 2.7～8.3 mg-P/g-SS の範囲であるのに対し、凝集剤添加法では 13.9～20.5 mg-P/g-SS と明らかに多いこ



表3-3 リン溶出実験供試汚泥性状

|      | 項目  | 単位          | 標準法    | 擬似AO法  | AO法   | 凝添A2O法 | 凝添循環法  | 平均     |
|------|-----|-------------|--------|--------|-------|--------|--------|--------|
| 初沈汚泥 | SS  | mg/L        | 21,800 | 19,400 | 4,340 | 7,470  | 23,700 | 15,400 |
|      | pH  | —           | 6.2    | 6.2    | 6.3   | 6.7    | 6.2    | 6.3    |
|      | VSS | %           | 70.4%  | 84.1%  | 81.7% | 79.9%  | 88.1%  | 80.9%  |
|      | T-P | mg/L        | 315    | 193    | 29.5  | 119    | 186    | 169    |
|      |     | mg/g-SS     | 14.5   | 10.1   | 7.2   | 18.3   | 7.9    | 11.6   |
|      | Si  | mg/g-SS     | 36.5   | 21.9   | 36.8  | 33.4   | 16.6   | 29.0   |
|      | Ca  | mg/g-SS     | 35.4   | 14.7   | 24.5  | 26.9   | 13.9   | 23.1   |
|      | Fe  | mg/g-SS     | 28.0   | 5.9    | 9.3   | 5.9    | 5.1    | 10.8   |
|      | Al  | mg/g-SS     | 14.2   | 9.6    | 11.2  | 11.5   | 8.9    | 11.1   |
|      | Mg  | mg/g-SS     | 4.6    | 4.0    | 6.7   | 11.5   | 1.6    | 5.7    |
| 余剰汚泥 | 有機酸 | mg-COD/g-SS | 40.5   | 2.7    | 9.4   | 1.4    | 21.4   | 15.1   |
|      | SS  | mg/L        | 4,980  | 5,360  | 2,960 | 4,070  | 4,800  |        |
|      | pH  | —           | 6.9    | 6.7    | 6.7   | 6.8    | 6.7    |        |
|      | VSS | %           | 76.5%  | 81.4%  | 79.5% | 69.8%  | 70.3%  |        |
|      | T-P | mg/L        | 101    | 150    | 86.5  | 182    | 152    |        |
|      |     | mg/g-SS     | 20.2   | 28.2   | 28.9  | 44.6   | 31.7   |        |
|      | Si  | mg/g-SS     | 21.6   | 20.1   | 19.7  | 18.4   | 6.5    |        |
|      | Ca  | mg/g-SS     | 24.1   | 16.6   | 19.8  | 19.3   | 15.6   |        |
|      | Fe  | mg/g-SS     | 30.1   | 4.0    | 10.8  | 6.5    | 8.0    |        |
|      | Al  | mg/g-SS     | 11.6   | 8.9    | 7.1   | 38.6   | 62.6   |        |
|      | Mg  | mg/g-SS     | 7.9    | 10.2   | 9.7   | 10.4   | 2.3    |        |
|      | 有機酸 | mg-COD/g-SS | 0.0    | 0.0    | 0.4   | 0.0    | 0.0    |        |

とが分かる。画分2は標準法が最も少なくその平均で2.0 mg-P/g-SS(2.6 mg-P/g-VSS)、AO法では平均で9.1 mg-P/g-SS(11.4 mg-P/g-VSS)、最大で16.5 mg-P/g-SS(20.6 mg-P/g-VSS)と高い含有率を示した。画分3は他の画分に対し相対的に高い比率で存在する。全サンプルの中での最小値は標準法の8.0 mg-P/g-SS(10.5 mg-P/g-VSS)、最大値は凝集剤添加A2O法の

21.5 mg-P/g-SS  
(31.9 mg-P/g-VSS)と大きな幅があったが、全サンプルの平均値は15.1 mg-P/g-SS(19.8 mg-P/g-VSS)であった。

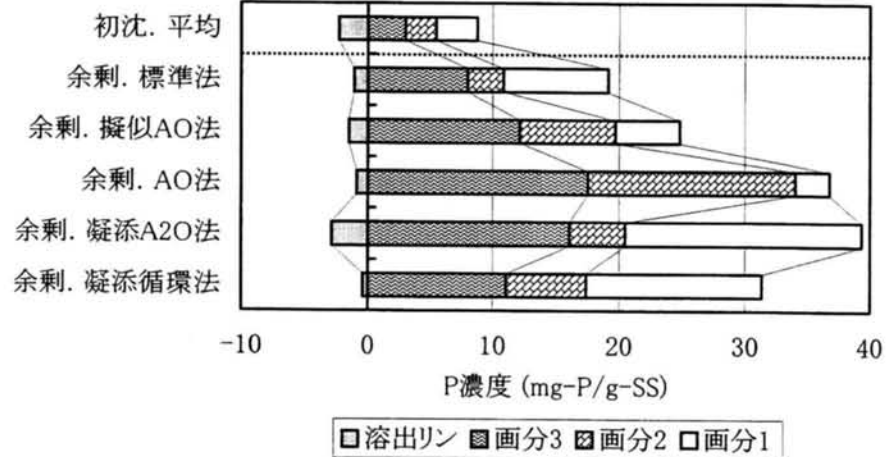


図3-4 供試汚泥リン形態分析結果

### 3-3-2 水処理方式と汚泥からのリン溶出との関係

窒素、リンを中心とする高度処理対策の普及とともに活性汚泥法も多様化しているが、これら二次処理方式の差異により汚泥処理工程でのリンの挙動が異なってくるのが容易に予想される。処理方式の異なる各汚泥の回分実験でのリン溶出経時変化結果を図 3-5 に示す。

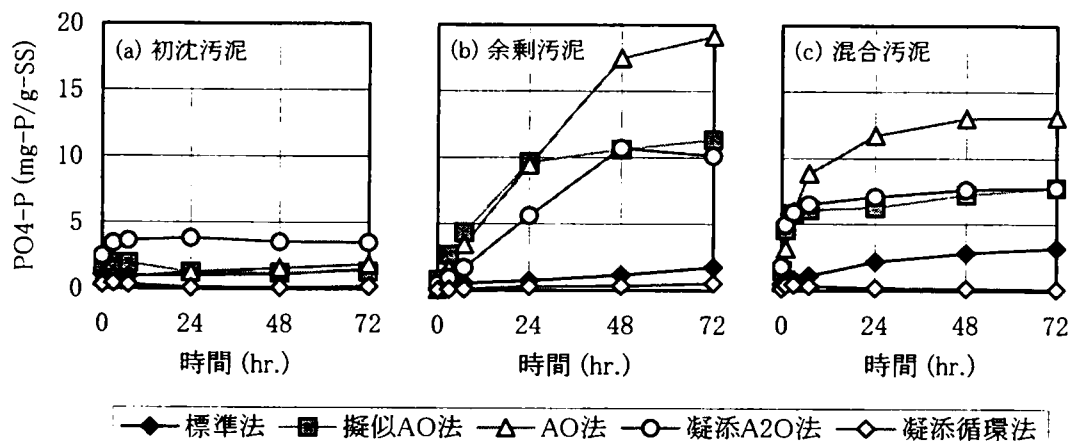


図3-5 各処理方式の汚泥からのリン溶出経時変化(初沈, 余剰, 混合汚泥)

#### (1) リン溶出量の経時変化

##### i) 初沈汚泥

初沈汚泥は余剰汚泥と比べ含まれるリン濃度が低い、時間経過による変化量も小さく溶出率は-6%から 15%の範囲であった。この間のリン溶出は汚泥の嫌気性分解に伴うものと考えられるが、今回の実験時間範囲では溶出はわずかで、ほとんど変化しないと見なしてよいと考えられる。

##### ii) 余剰汚泥

余剰汚泥単独では標準法と凝集剤添加循環法以外はリンの顕著な溶出が見られた。AO法と擬似AO法では72時間経過後にはリン溶出率として40%を超えるリンが溶出した。凝集剤添加A2O法では23%、凝集剤添加循環法では2%であり、標準法では8%と水処理方式による差異が明らかであった。図 3-6 に有機酸濃度の経時変化について平均値を示すが、余剰汚泥からの有機酸の生成はほとんど見られず、余剰汚泥単独でのリン溶出は汚泥の嫌気性分解に伴うものではなく、過剰摂取分の再溶出によるものと考えられる。

##### iii) 混合汚泥

初沈汚泥と余剰汚泥の混合物の結果は余剰汚泥単独と比べ溶出速度が大きく、7時間までに

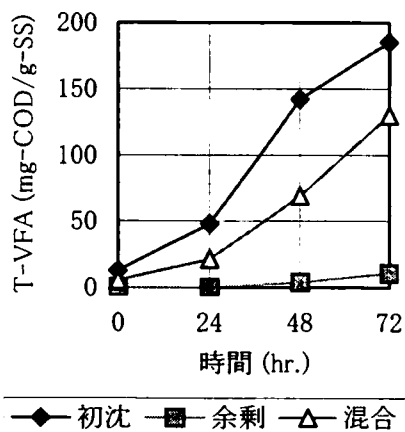


図3-6 有機酸濃度経時変化(平均値)

大半のリンが溶出している。これは余剰汚泥に過剰摂取されていたリンの吐き出しが、初沈汚泥中の易分解性有機物の存在下で促進された結果と考えられる。72時間後の溶出量は、混合汚泥中

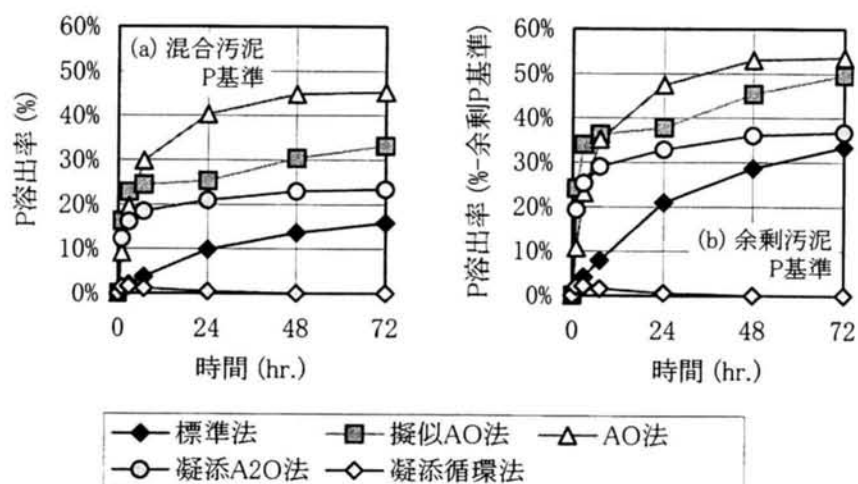


図3-7 各処理方式の混合汚泥リン溶出率経時変化  
(a) 混合汚泥中Pを100%として, (b) 余剰汚泥由来Pを100%として

の余剰汚泥由来の溶出量と余剰汚泥単独の場合で大差ない。

混合汚泥でのリン溶出率経時変化を図 3-7 に示す。混合汚泥中のリンを基準として溶出率の変化を示したのが図 3-7 (a)で、初沈汚泥からのリンの溶出がほとんど起こらない結果を受け、余剰汚泥由来のリンを基準として溶出率の変化を示したのが図 3-7 (b)となる。リン溶出率ではAO法が最も高く、余剰汚泥ベースでは72時間後で50%を越え、ついで擬似AO法、凝集剤添加A2O法、標準法の順となり、凝集剤添加循環法ではほとんど溶出は見られなかった。また、AO法、擬似AO法、凝集剤添加A2O法では初期の7時間までに急速なリン溶出があったのに対し、標準法では72時間かけて緩やかな溶出となった。

## (2) リン形態の経時変化

各水処理方式ごとの混合汚泥でのリン形態の経時変化を図 3-8 に示す。AO法では低分子

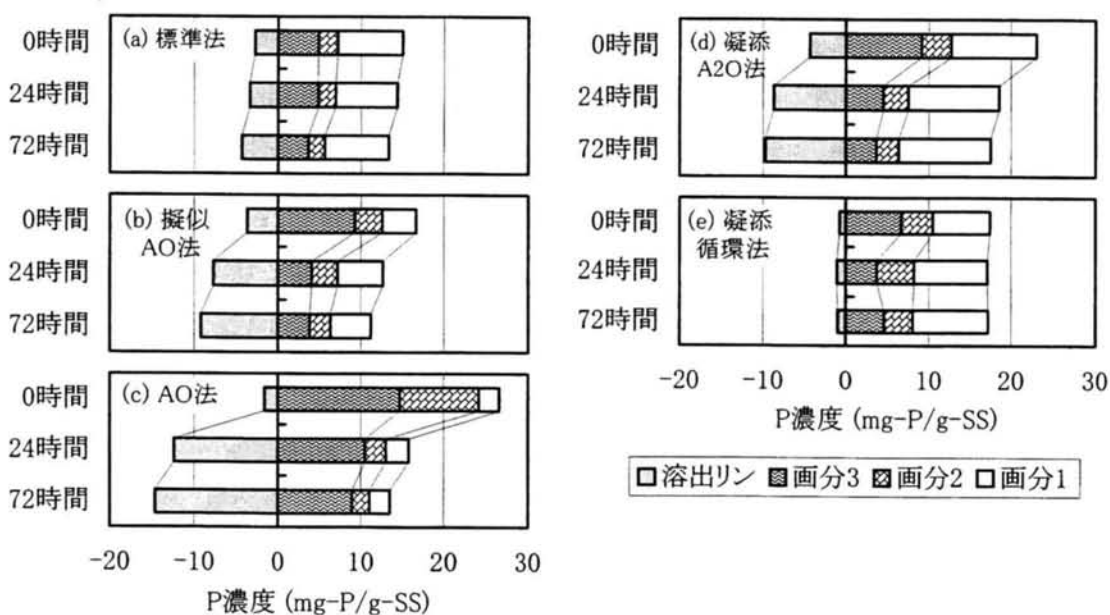


図3-8 混合汚泥リン形態経時変化

ポリリン酸を表す画分 2 が 24 時間で速やかに減少し、高分子ポリリン酸やその他生物体を構成するリンを表す画分 3 は 72 時間かけて緩やかに減少し、画分 1 に変化は見られず、これらの減少分はすべて溶出リンとなった。擬似 AO 法、凝集剤添加 A2O 法は画分 3 に大幅な減少が見られ、画分 2 は原汚泥自体の含有量が少なく僅かながらの減少にとどまった。標準法はもともとポリリン酸を含む画分 2, 3 が少なく、リンの溶出量が少ない結果となっている。凝集剤添加循環法では、時間経過とともに画分 2 と 3 が減少する傾向となったが、画分 1 の増加により溶出リンの増加は見られなかった。これは汚泥中の未反応の凝集剤により、いったん溶出したリンがリン酸塩として汚泥中に固定され、溶出が抑制されたものと考えられる。

### 3-3-3 塩化第二鉄添加によるリン溶出抑制効果

汚泥に対し無機凝集剤を添加することで、送泥あるいは貯留プロセス内でのリン溶出を抑制し、硫化水素の発生も抑制できる<sup>13)~15)</sup>と考えられる。ここではリン溶出と無機凝集剤添加率との関係を求めた。実験では AO 法の混合汚泥に対して、塩化第二鉄を SS に対して Fe とし

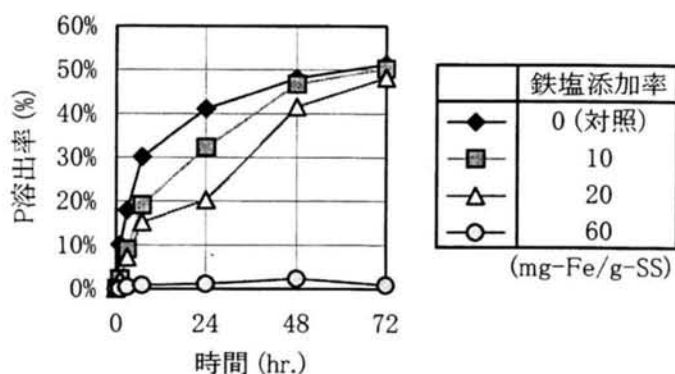


図3-9 鉄塩添加時の混合汚泥からのリン溶出経時変化

て 10, 20, 60 mg-Fe/g-SS 加えたものを無添加の対照と比較した。

リン溶出率の経時変化を図 3-9 に示す。鉄塩添加量が 10, 20 mg-Fe/g-SS では 24 時間程度まではリン溶出抑制効果が見られるが、72 時間では対照と同程度の溶出率となった。一方 60 mg-Fe/g-SS 添加では、72 時間後でもリン溶出はほぼ完全に抑えられた。

これらのリン形態経時変化を図 3-10 に示す。画分 2 と 3 は鉄塩添加率に関わらず同様な減

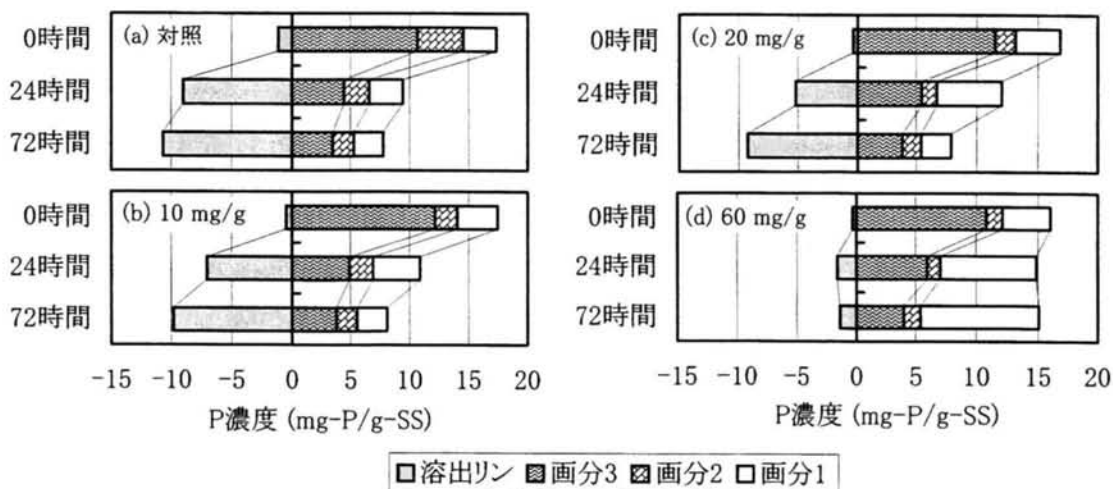


図3-10 鉄塩添加時の混合汚泥リン形態経時変化

少を示した。10, 20 mg-Fe/g-SS 添加の場合、24 時間後に金属リン酸塩を表す画分 1 がいったん増加し、72 時間後に初期の含有量に戻る。これはいったん溶出したリンが  $\text{FePO}_4$  として汚泥中に固定された後、嫌気性条件下で  $\text{Fe(III)}$  が  $\text{Fe(II)}$  に還元され、有機酸生成による pH の低下とともにリンが  $\text{Fe(II)}$  から遊離し、溶出したものと考えられる。鉄塩を 60 mg-Fe/g-SS 添加した場合には、画分 3 の減少により溶出したリンが画分 1 として固定され、結果としてリンの溶出が抑制されたことが分かる。

### 3-3-4 リン溶出に与える汚泥濃度の影響

リンが汚泥から溶出し液側にリン酸として移行する場合、その溶解度は汚泥濃度に影響を受けると考えられる。すなわち高濃度となった場合、他の塩濃度が高まることでリン酸の溶解度が影響を受けると推測された。処理場間の送泥は一般に 1% 程度の SS 濃度で行われるが、今回の実験では採取汚泥を濃縮しその後に適宜処理水で希釈することで、混合汚泥 SS 濃度を 7,130 mg/SS、4,690 mg/L、2,470 mg/L の 3 段階として汚泥濃度の影響を調べた。

リン溶出率の経時変化を図 3-11 に示すが、この濃度範囲では溶出率に差異は見られず汚泥濃度はリン溶出に影響しないものと判断された。

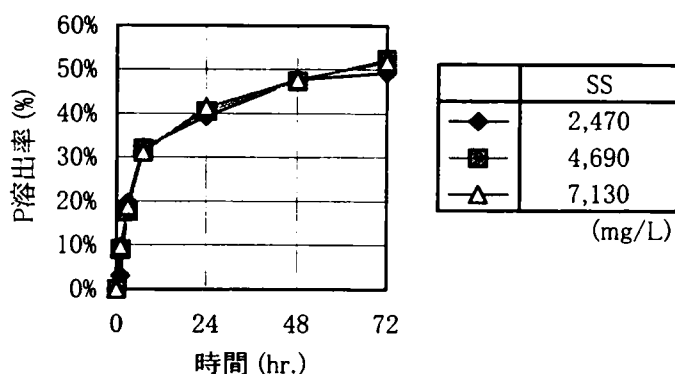


図3-11 混合汚泥リン溶出率経時変化の汚泥濃度の影響

## 3-4 汚泥および汚泥分離液の溶解性リン固定化実験結果

### 3-4-1 供試試料性状

採取した送泥汚泥の分析結果を表 3-4 に示す。SS 濃度は 7,860 mg/L、T-P 濃度は 237 mg/L、 $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度は 64 mg/L となり、SS 当たりの T-P 濃度は 30.1 mg-P/

表3-4 リン固定化実験供試送泥汚泥性状

| 項目                     | 単位   | 値     | 項目                 | 単位        | 値    |
|------------------------|------|-------|--------------------|-----------|------|
| pH                     |      | 6.3   | T-SiO <sub>2</sub> | mg/kg-wet | 360  |
| SS                     | mg/L | 7860  | S-SiO <sub>2</sub> | mg/kg-wet | 18.4 |
| VSS                    | %    | 80.2% | T-Ca               | mg/kg-wet | 140  |
| T-P                    | mg/L | 237   | S-Ca               | mg/kg-wet | 68.4 |
| $\text{PO}_4\text{-P}$ | mg/L | 63.7  | T-Fe               | mg/kg-wet | 130  |
| T-Mアルカリ度               | mg/L | 390   | S-Fe               | mg/kg-wet | 17.6 |
| S-Mアルカリ度               | mg/L | 290   | T-Al               | mg/kg-wet | 96   |
| T-N                    | mg/L | 580   | S-Al               | mg/kg-wet | <0.1 |
|                        |      |       | T-Mg               | mg/kg-wet | 76   |
|                        |      |       | S-Mg               | mg/kg-wet | 50.7 |

表3-5 リン固定化実験供試試料性状

|                    |      | 送泥汚泥 | P添加<br>送泥汚泥 | 濃縮汚泥  | P添加<br>濃縮汚泥 | 分離液  | P添加<br>分離液 |
|--------------------|------|------|-------------|-------|-------------|------|------------|
| pH                 |      | 6.3  | 6.3         | 6.1   | 6.1         | 6.6  | 6.5        |
| SS                 | mg/L | 7860 | 7900        | 34700 | 33100       | 130  | 123        |
| T-P                | mg/L | 237  | 264         | 699   | 729         | 66.0 | 107        |
| PO <sub>4</sub> -P | mg/L | 63.7 | 104         | 85.8  | 123         | 53.6 | 97.8       |
| 色度                 |      | 44.5 | 46.0        | 46.4  | 45.3        | 45.6 | 42.3       |

g-SS となる。

表 3-5 には、採取した送泥汚泥を遠心分離または  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  添加により調整した 6 種類のポリ鉄無添加の各供試試料性状を示す。SS 濃度は、送泥汚泥で 8,000 mg/L 程度、濃縮汚泥で 33,000～35,000 mg/L、分離液で 120～130 mg/L となった。送泥汚泥、濃縮汚泥、分離液の各  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度は、 $\text{KH}_2\text{PO}_4$  を添加する前が 53～86 mg/L であるのに対し、 $\text{KH}_2\text{PO}_4$  添加後は 97～123 mg/L の範囲の値となった。いずれの場合も  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度は、分離液で最も低く、濃縮汚泥で最も高くなった。本来ならば送泥汚泥、濃縮汚泥、分離液の  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度は同じような値となるべきであるが、今回の実験で最大 30 mg/L 程度のばらつきが出た。これは、濃縮・分離およびろ過操作の間に汚泥からのリン溶出が起これ、結果的に SS 濃度が高いほど  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度が高くなったためと推測される。また pH についても SS 濃度が高いほど低下する傾向を示したが、この点についても、ポリ鉄無添加の各供試試料調整の間に汚泥の酸発酵が進行したためと考えられる。

### 3-4-2 ポリ鉄添加による効果

#### (1) リン固定化効果

ポリ鉄添加による  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度変化の結果を図 3-12 に示す。送泥汚泥と濃縮汚泥については横軸に SS 当たりの Fe 添加率をとり、分離液については横軸に容量当たりの Fe 添加量をととり、 $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度変化の結果を示してある。いずれの図も  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  を添加した場合としていない場合の結果を併記しており、 $\text{KH}_2\text{PO}_4$  を添加した結果については P 添加としてグラフに示した。

図 3-12 の結果について、横軸にポリ鉄添加前の試料の  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度に対する Fe 添加率を、縦軸に  $\text{PO}_4\text{-P}$  除去率をとり、表現したのが図 3-13 となる。図 3-13 ではいずれも、 $\text{KH}_2\text{PO}_4$  添加した場合と無添加の場合の両方で比較的良好な一致を示している。図 3-14 には、添加した Fe とそれにより不溶化した  $\text{PO}_4\text{-P}$  の物質量的関係について示した。なお図 3-14 では、 $\text{PO}_4\text{-P}$  除去率 95%以上の点について、白抜きの記号として表示した。除去率 95%までの点については、溶解性リン 1.0 mol を不溶化するのに、送泥汚泥では 2.0～2.5 mol、濃縮汚泥では 3～5 mol、分離液では 1.2～1.5 mol 程度の Fe が必要であることが分かる。

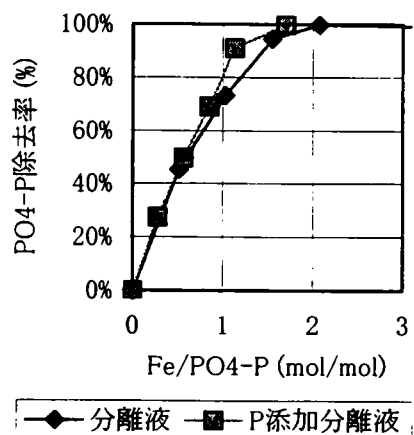
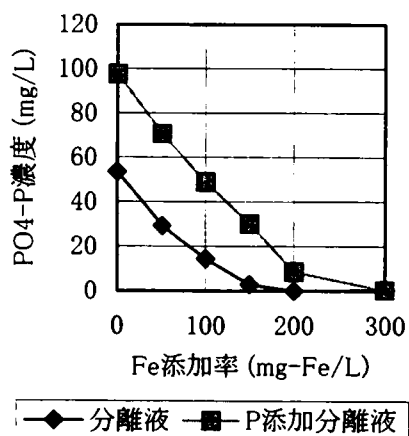
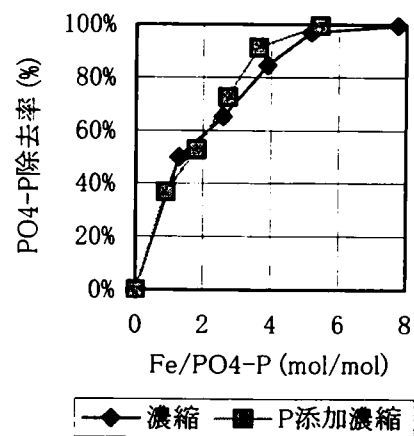
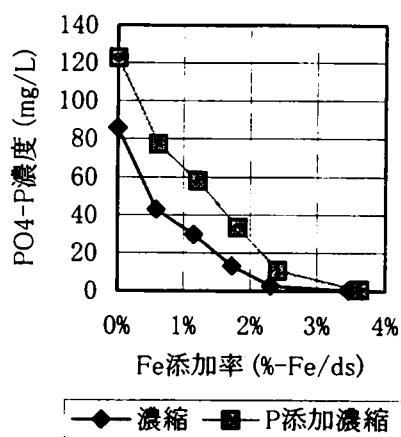
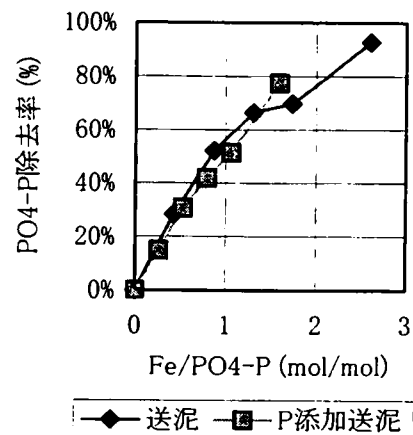
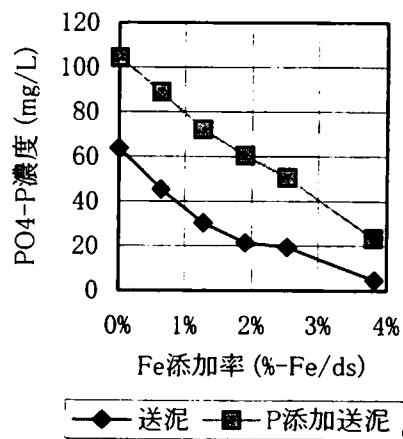


図3-12 ポリ鉄添加による  
PO<sub>4</sub>-P濃度の変化

図3-13 ポリ鉄添加による  
PO<sub>4</sub>-P除去率とFe/PO<sub>4</sub>-Pモル比  
の関係

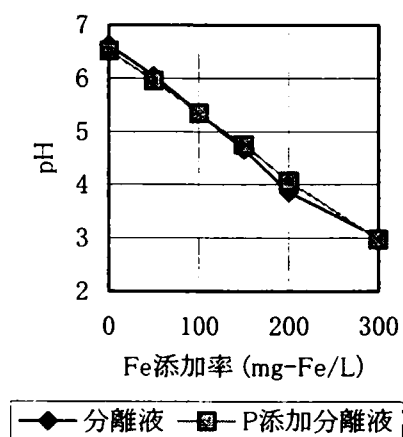
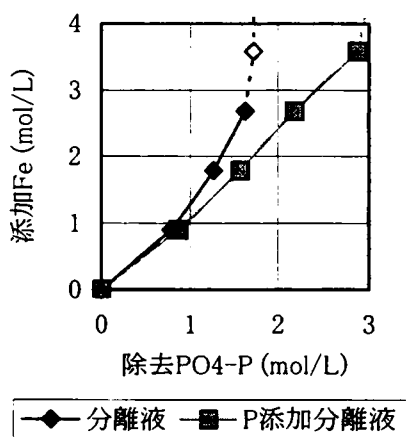
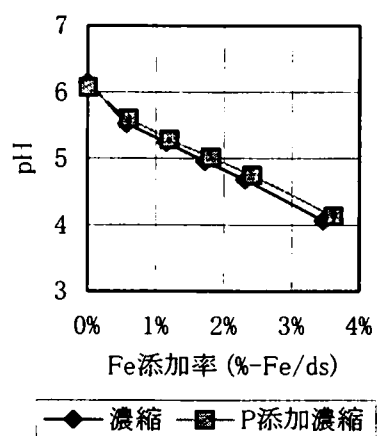
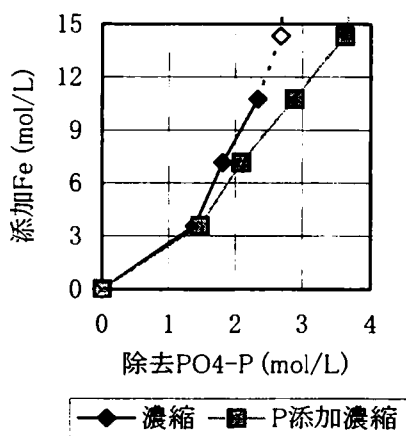
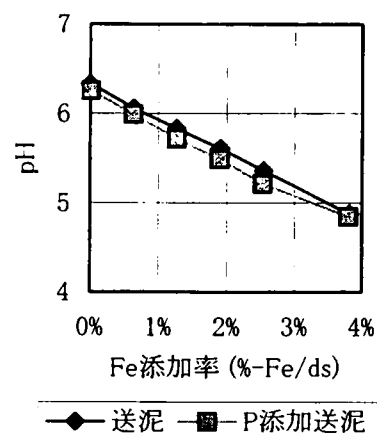
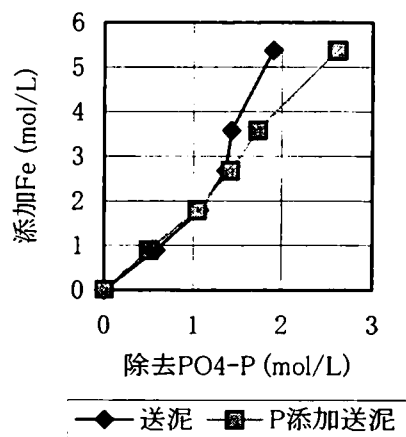


図3-14 ポリ鉄添加時の添加Feと除去PO<sub>4</sub>-P物質の関係  
(除去率95%以上の点は白抜き表示)

図3-15 ポリ鉄添加によるpHの変化



## (2) pH 変化

ポリ鉄添加による pH 変化の結果を図 3-15 に示す。送泥汚泥と濃縮汚泥については横軸に SS 当たりの Fe 添加率をとり、分離液については横軸に容量当たりの Fe 添加量をとり pH 変化の結果を示してある。いずれも  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  添加の有無に関わらずよい一致を示し、ポリ鉄添加に伴い pH は直線的に低下する傾向を示した。pH が直線的な傾向を示したのは、通常の pH 滴定曲線に見られるシグモイド型曲線の一部のみを見ているためと考えられる。今回の実験では pH の最小値は、分離液に最大添加率でポリ鉄を添加した場合に、3.0 となった。一方他の実験結果では、pH が 3 よりも小さくなるとポリ鉄により不溶化された  $\text{PO}_4\text{-P}$  が再溶出する結果が得られている。そのため今回の実験の pH 値は、pH 低下による  $\text{PO}_4\text{-P}$  再溶出が起こらない範囲であったと判断される。

送泥汚泥と濃縮汚泥にポリ鉄を添加する場合、SS 当たりの Fe 添加率が同じ場合は、送泥汚泥より濃縮汚泥にポリ鉄を添加する方が pH 低下率は高く、例えば Fe 添加率が 2.0% の場合、送泥汚泥では pH は 5.5 付近の値となったのに対し、濃縮汚泥では約 4.8 となった。

## (3) SS 濃度変化

ポリ鉄添加による SS 濃度変化の結果を図 3-16 に示す。いずれもポリ鉄添加に伴い SS 濃度は増加する傾向は示すものの、必ずしも単調増加の変化にはならず、送泥汚泥と濃縮汚泥では、Fe 添加率 1.8% 付近の添加率で全て一度 SS 濃度が減少した。送泥汚泥と濃縮汚泥にポリ鉄を添加した場合の SS 増加率は、 $\text{KH}_2\text{PO}_4$  無添加の送泥汚泥にポリ鉄を最大添加率 (3.8%) で添加した場合を除いて、いずれも 10% 未満の増加率となった。

分離液にポリ鉄を添加した場合は、SS 濃度は直線的な増加傾向を示し、図 3-16 の分離液のグラフではその傾きは 3.5 程度となった。すなわち添加した Fe に対し 3.5 倍重量の SS が発生した結果となった。

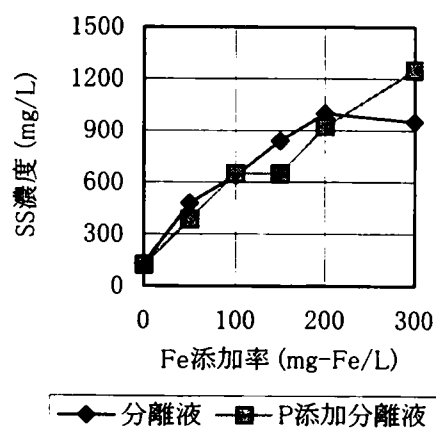
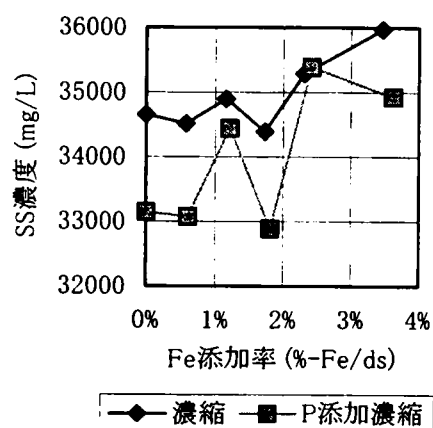
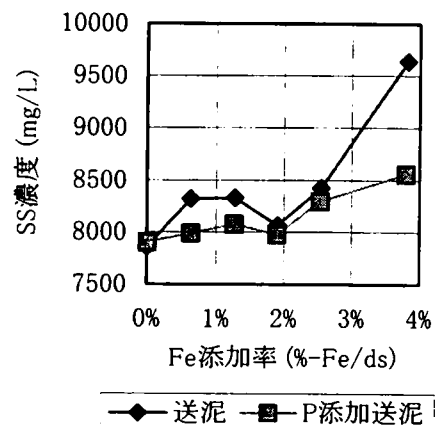


図3-16 ポリ鉄添加による  
SS濃度の変化

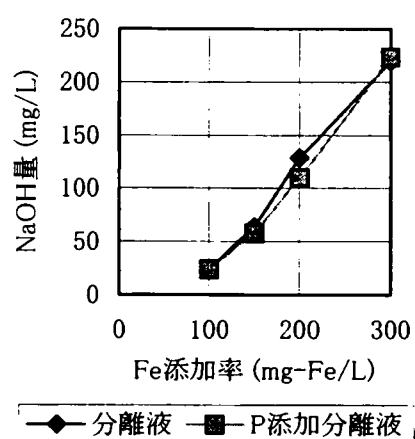
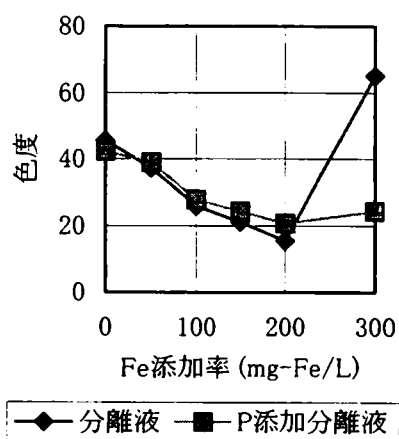
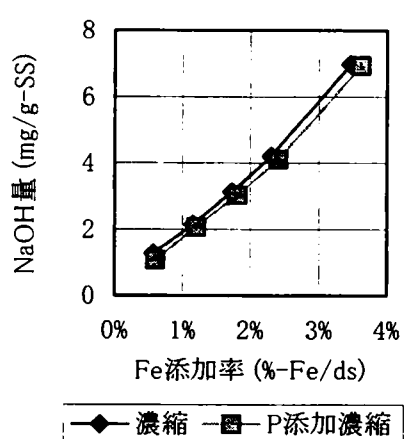
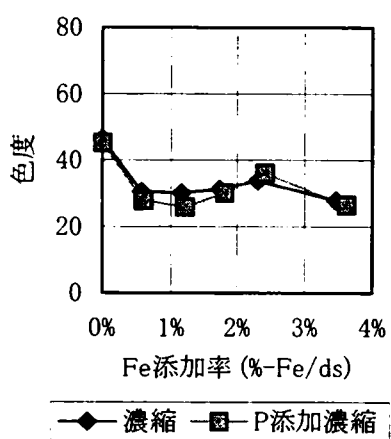
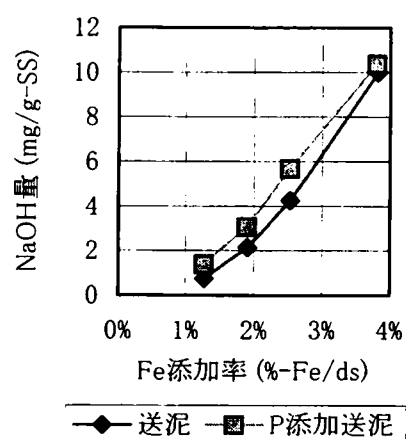
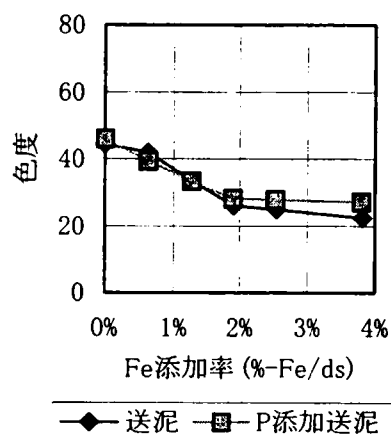


図3-17 ポリ鉄添加による  
色度の変化

図3-18 ポリ鉄添加率と  
中和のためのNaOH量の関係

なお今回の実験ではポリ鉄のみを添加したが、実際はポリ鉄とポリマーを併用するケースが想定され、このような場合にはポリマーの選定によっても SS 濃度が変わってくると考えられる。

#### (4) 色度

ポリ鉄添加による色度変化の結果を図 3-17 に示す。ポリ鉄添加前の試料はいずれも 45 度前後の色度であったが、ポリ鉄添加により色度は概ね減少した。濃縮汚泥に対しポリ鉄を 2～3% 添加した場合色度は若干上がる傾向を示しているが、目視で判断する限り明確な黄色の着色は確認されないため、溶液の濁りによる誤差の可能性がある。目視により唯一ポリ鉄由来の黄色の着色が認められたのは、 $\text{KH}_2\text{PO}_4$  無添加の分離液にポリ鉄を最大添加率で添加した場合のみである。

#### (5) 中和アルカリ量

送泥汚泥、濃縮汚泥、分離液の各試料にポリ鉄を添加後、固液分離した溶液を pH 6.0 まで戻すのに必要な NaOH 量を測定した。ポリ鉄添加率と中和に必要な NaOH 量の関係は図 3-18 に示すが、送泥汚泥と濃縮汚泥については Fe 添加率と NaOH 添加量を汚泥 SS 当たり (NaOH 添加量は固液分離前汚泥 SS) に対し表示し、分離液については各々を容量当たりの添加量で示してある。いずれも  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  添加の有無に関わらずよい一致を示したが、ポリ鉄添加に伴う pH 低下の程度が  $\text{KH}_2\text{PO}_4$  添加の有無に依存しなかったためと考えられる。いずれの場合も、中和に必要な NaOH 添加量はポリ鉄添加率に対しほぼ直線的に増加した。濃縮プロセスと脱水プロセスでポリ鉄を添加する場合を比較すると、添加率 1.5～3.0% の範囲では両者でほとんど差がないことが分かる。

### 3-5 考察

#### 3-5-1 リン存在形態とリン溶出

金属リン酸塩量は、流入下水の性状とともに、水処理での凝集剤添加の有無、脱水工程での凝集剤の使い方による返流水中の金属量により異なってくる。本実験において、凝集剤添加循環法と鉄塩添加の最大添加率での結果以外では、金属リン酸を表す画分 1 のリンは 72 時間程度では変化はほとんど見られず、過剰に凝集剤を添加した場合を除き変化しないと見なしてよいと考えられる。

画分 2 で検出される余剰汚泥中の低分子ポリリン酸の初期量は水処理方法により異なるが、嫌気性状態に保持すると次第に溶出され、凝集剤を添加する方式以外では 2.5～4.4 mg/g-SS (3.0～5.4 mg-P/g-VSS) の範囲に収斂されていく。この値は標準法余剰汚泥の濃度に近いものとなった。味埜らは生体内リンの総量が 20 mg-P/g-VSS 以下となった場合、平均して 1.84 mg-P/g-VSS の低分子ポリリン酸画分が残る、また分画上のこの画分では 0.91 mg-P/g-VSS の低分子ポリリン酸以外のリンが含まれるとしている<sup>16)</sup>。今回の調査では残留する低分子ポリリン酸が味埜らの報告より多くなったが、これは分析精度上の問題かあるいは低分子ポリリン酸以外の成分量の差異によるものと思われる。凝集剤添加法ではこの画分の減少量

が小さい結果となったが、含まれる金属量の影響かどうか明確な推定はできなかった。

画分 3 は主に生体内リンと高分子ポリリン酸と考えられるが、どの汚泥でも時間経過により減少する傾向が見られた。この画分に関し味埜は、実下水処理場汚泥の STS 法によるリン組成分析で高分子ポリリン酸濃度は平均として 6.64 mg-P/g-VSS、生体内リンの合計量を分析上の残留画分を含め平均で 10.3 mg-P/g-VSS であったことを報告している<sup>16)</sup>。また同じ研究の中で、高分子ポリリン酸は 11 mg-P/g-VSS で飽和値に達することを示している。高分子ポリリン酸は微生物の基質代謝にとり重要な物質と考えられているが、その蓄積は低分子ポリリン酸に先だって行われるとされる<sup>16)</sup>。今回の実験範囲ではいずれの条件でも画分 3 の減少が見られたが、その大半は高分子ポリリン酸の分解による溶出と考えられる。72 時間後の画分 3 濃度は余剰汚泥で 5.4~10.0 mg-P/g-VSS (平均 8.1 mg-P/g-VSS) となったが、この値は高分子ポリリン酸の分解が終了し、残りは生体内リンと考えられる。

### 3-5-2 金属量とリン溶出

リンは Ca, Fe, Al, Zn 等の金属と結合し不溶な塩を生成するが、生物学的リン除去法においてそれらの金属の汚泥中含有率は標準法と比べ有意な差がないとされている<sup>17)</sup>。また Mg と K は、生物学的脱リンにおいてポリリン酸との結合により、標準法に対して高い含有率になることが知られている<sup>18)~21)</sup>。

画分 2 と 3 の減少により溶出するリンは、外部から加えた凝集剤やもともと含まれる金属成分により不溶化することから、これらの要因とリンの溶出量との関係を求めた。リン酸塩を生成しうる汚泥中の主要元素である Ca, Fe, Al, Mg の和 (T-Me) と初期汚泥中の画分 2 と画分 3 のリン含有量との物質質量比 (T-Me/(画分 2+画分 3)-P) と 72 時間後のリン溶出量との関係を整理すると図 3-19 のようになった。ここでは両者に負の相関が認められ、T-Me/(画分 2+画分 3)-P 比が 5 程度以上になると、ほとんどリンの溶出が起らないことが分かる。

凝集剤を一定以上添加することでリンの

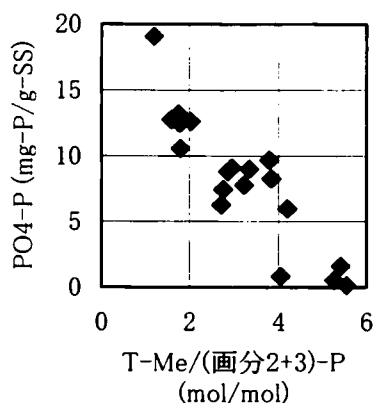


図3-19 72時間後のリン溶出量の初期汚泥性状 (金属と画分2, 3のリンの量) 依存性

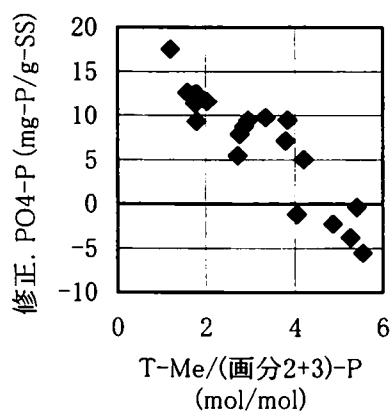


図3-20 72時間後のリン溶出量の初期汚泥性状 (金属と画分2, 3のリンの量) 依存性 (溶出量に画分1の増加を考慮)

溶出を抑制することができることは、村上らが濃縮プロセスに PAC、鉄塩を添加することで抑制できることをすでに報告している<sup>2)</sup>。今回の実験でも、鉄塩を加えた場合と凝集剤添加法で T-Me/(画分 2+画分 3)-P 比が高くなり、リン溶出抑制が確認できた。凝集剤を過剰に加えた場合、図 3-10 に示されるようにリン形態分析において画分 2, 3 が減少し、代わって画分 1 の金属リン酸形態のリンが増加する傾向が見られたが、これは過剰摂取分のリンが溶出すると同時に金属と結合し固定され则认为てよい。このことを考慮し、72 時間後の画分 1 と初期画分 1 のリンとの差を溶出されるべきリンが汚泥中に固定されたとして、その量を溶出量としてはマイナス量として計上し、図 3-19 を修正したものが図 3-20 である。ここで、もともと溶出されるべきリンを多く含まない初沈汚泥、標準法余剰汚泥を除いたデータについて、回帰式を求めると以下ようになった。

$$P(S)_{72} = -4.14 \times \frac{T - Me}{(画分2 + 画分3) - P} + 20.0 \quad \cdots \cdots (3.1)$$

$$(r^2 = 0.829)$$

ただし  $P(S)_{72}$  : 72 時間後の溶出リン濃度 (mg-P/g-SS)

T-Me : 汚泥中の Ca, Fe, Al, Mg 含有率の総和 (mol/g-SS)

(画分 2+画分 3)-P : 初期汚泥中の画分 2, 3 のリン含有率 (mol/g-SS)

この回帰式を用いることで、金属含有量とリン溶出ポテンシャルとの関係を予測することが可能であると考えられる。この中で溶出リン量がマイナスとして表現されるものは、溶出すべきリンが金属に固定され金属リン酸塩に変化したものを表すと想定される。

### 3-5-3 リン溶出速度

汚泥処理工程でのリンの挙動を明らかにするためには、リン溶出速度を求める必要がある。嫌気好気活性汚泥法におけるリンの摂取速度は PHA 分解速度に比例し、その PHA 分解速度は PHA 濃度の一次関数に従うとされている<sup>22)</sup>。一方リン溶出速度については、溶液側の有機物濃度と汚泥中のリン濃度に影響を受けるものと考えられる<sup>3),23),24)</sup>。また村上ら<sup>25)</sup>は、嫌気槽でのリン溶出速度は流入 BOD 濃度に比例するとしている。余剰汚泥からのリン溶出実験の結果では、7 時間以内の反応ではほぼ 0 次反応で溶出するとの報告もある<sup>4)</sup>。ここでは先の実験結果をもとにリン溶出速度について考察する。

実験結果の図 3-5 に示す混合汚泥のリン溶出量の変化では、初期の 3~7 時間内では AO 法、擬似 AO 法、凝集剤添加 A2O 法についてはほぼ同じ傾きの直線的増加傾向を示しており、以降リン溶出速度が急激に減少している。この初期に見られる傾向は 0 次反応としてリンが溶出しているものと見なすことができ、ここでのリン溶出速度はおよそ 2 mg-P/g-SS/h 程度となった。これを初沈汚泥が変化しないものとして、余剰汚泥ベースでみると速度は 2.4~5.0

mg-P/g-SS/h の範囲となり、平均で 4.6 mg-P/g-SS/h の溶出速度となった。古米ら<sup>26)</sup>は回分実験により、各種の有機物を用いたリン溶出速度定数を 0.17～9.94 mg-P/g-SS/h、平均で 3.3 mg-P/g-SS/h と求め、また有機物として酢酸を用いた場合には、6.0 mg-P/g-SS/h 以上と高い値となったことを報告している。

嫌気性条件下における汚泥からのリンの溶出が、有機物の取り込み、PHA の合成とともに生じるとすれば、リンの溶出を促す有機酸などの存在が不可欠となる。汚泥処理工程ではこの有機酸の供給は汚泥の発酵により行われるが、今回の実験で余剰汚泥では 72 時間まではほとんど有機酸の生成が見られず、混合汚泥とのリン溶出速度との差はこの有機酸濃度の差によるものと考えられる。しかし混合汚泥でも有機酸濃度にばらつきがあり、特に初期においては不検出の場合もあった。そこで余剰汚泥に対し、酢酸ナトリウムを添加率を変えて添加し、有機酸の初期リン溶出速度に与える影響を検討した。結果を表 3-6 に示す。有機酸を 27 mg-COD/g-SS 添加した場合に混合汚泥のリン溶出速度に近い値となり、混合汚泥では初期に有機酸が検出されないものの、27 mg-COD/g-SS 相当以上の易分解性有機物が存在し、リン溶出に寄与したものと考えられる。

およそ 7 時間以降は急激に溶出速度が減少したが、0 次反応と見なせる時間までの溶出量は 72 時間までの全溶出量の約 70%であった。

表3-6 有機酸添加による  
リン溶出速度の変化

| VFA添加量<br>mg-COD/g-SS | リン溶出速度<br>mg-P/g-SS/h |
|-----------------------|-----------------------|
| 対照                    | 0.9                   |
| 5                     | 1.0                   |
| 10                    | 1.2                   |
| 27                    | 4.0                   |
| 80                    | 4.5                   |

#### 3-5-4 リン溶出速度に与える水温の影響

水温に関しては、温度低下によりリン溶出速度は低下する。25℃で行った実験では初期リン溶出速度は 4.6 mg-P/g-SS/h であったが、15℃では 3.7 mg-P/g-SS/h となった。広岡ら<sup>4)</sup>は水温との関係を次式で表現しているが、筆者らのデータもおよそこの関係にあることを確認した。

$$\frac{dP(S)_0}{dT} = k_T = k_{20} \times 1.02^{(T-20)} \dots\dots (3.2)$$

ただし  $dP(S)_0/dT$  : 水温  $T^{\circ}\text{C}$  における初期リン溶出速度 (mg-P/g-SS/h)

$k_{20}$  : 20℃における初期リン溶出速度 (mg-P/g-SS/h)

$T$  : 水温 (℃)

なお 20℃における初期リン溶出速度  $k_{20}$  は、25℃および 15℃での初期リン溶出速度実測値より、 $k_{20}=4.17$  と導かれる。

### 3-6 結語

#### 3-6-1 汚泥からのリン溶出に関する挙動

標準活性汚泥法, AO 法, 凝集剤添加 A2O 法, 凝集剤添加循環変法, 擬似 AO 法の 5 種類の水処理方式から得た汚泥を用い、回分実験により汚泥中のリンに関して主にその溶出についての挙動を求めた。その結果、以下のような知見が得られた。

##### (1) 汚泥性状およびリン存在形態

初沈汚泥中の T-P 濃度は 7.1~23.2 mg-P/g-SS の範囲であった。これは汚泥返流水の影響と汚泥脱水に用いられる凝集剤の種類がこの濃度変動の主な理由と考えられた。したがって水処理方式とは直接的関係が少なくと考えられるため、以後の検討では各処理場の平均値で議論するものとした。余剰汚泥については T-P 濃度で 20.2~47.6 mg-P/g-SS の範囲であった。無機凝集剤を用いた方式では金属リン酸塩を主体とする画分 1 が多く、嫌気好気活性汚泥では低分子ポリリン酸を主体とする画分 2 が多いという特徴が確認できた。

##### (2) リン溶出量とその影響因子

初沈汚泥単独でのリン溶出量は初期含有量の 15%以下であった。余剰汚泥では標準法が 8%程度、凝集剤添加循環変法では 2%とさらに少なかった。AO 法では 40%を越えるリンが溶出したが、その主体は画分 2 と画分 3 からであり、画分 1 からの溶出は見られなかった。凝集剤添加循環変法では画分 2 と 3 が減少し、それに見合う画分 1 の増加が見られた。汚泥濃度については、8,340 mg/L 以下の濃度ではリン溶出には影響が見られなかった。

リン溶出量は汚泥に含まれる金属量と画分 2, 3 のリン濃度との比に対して相関が見られ、これによりリン溶出量を推定することが可能と考えられる。

##### (3) リン溶出速度

リン溶出速度はリン含有量と有機酸などの有機物量に影響を受けるものと考えられる。実験の結果、混合汚泥では初期の 7 時間以内に 0 次反応として直線的に溶出し、その量は溶出ポテンシャルのほぼ 70%にあたる。

#### 3-6-2 汚泥および汚泥分離液の鉄塩による溶解性リン固定化に関する挙動

濃縮プロセス, 脱水プロセス, あるいは濃縮・脱水分離液処理プロセスの各プロセスで試料中に含まれる溶解性リンを不溶化するために、ポリ鉄(ポリ硫酸第二鉄)添加による効果を調べた。その結果、以下のような知見が得られた。

##### (1) リン固定化効果

ポリ鉄添加による溶解性リンの不溶化について、効果的な添加箇所は濃縮・脱水分離液処理プロセス>濃縮プロセス>脱水プロセスの順番となった。溶解性リン 1.0 mol を不溶化するのに、濃縮・脱水分離液処理プロセスでは 1.2~1.5 mol、濃縮プロセスでは 2.0~2.5 mol、脱水プロセスでは 3~5 mol 程度の Fe が必要であった。

## (2) pH 変化と中和アルカリ量

ポリ鉄添加により試料 pH は酸性側に変化するが、濃縮プロセスあるいは脱水プロセスでポリ鉄を添加しその分離液を NaOH により中和する場合、Fe 添加率が 1.5～3.0%-Fe/ds の範囲では NaOH 添加量は両者でほとんど変わらない結果となった。Fe 添加率 2.0%-Fe/ds の場合、NaOH 添加率はおよそ 3 mg/g-汚泥 SS となる。

## 3-7 引用、参考文献

- 1) 建設省都市局下水道部 監修：平成 10 年日本の下水道 (1998)
- 2) 村上孝雄：生物学的脱リン法における汚泥処理返流水リン負荷の影響とその削減方法に関する一考察，下水道協会誌，Vol.26, No.296, p.19-30 (1989)
- 3) 竹倉紘一：フォストリップ法生物学的脱リン汚泥の肥料化への試み，用水と廃水，Vol.30, No.1, p.46-51 (1988)
- 4) 広岡永治，高橋一太，斎藤京一：フォストリップシステムとわが国における実証実験，用水と廃水，Vol.24, No.10, p.1141-1148 (1982)
- 5) 津野 洋，宗宮 功，吉野正章：消化脱離液からのストラバイトの回収に関する研究，下水道協会誌，Vol.28, No.324, p.68-77 (1991)
- 6) 山根昭，山下俊郎，縄村義晴：海水を利用したリンの回収技術とその製品化，環境技術，Vol.27, No.6, p.403-411 (1998)
- 7) 阿部静夫，室須美夫：福岡市の高度処理と MAP 法の開発について，下水道協会誌，Vol.32, No.389, p.89-96 (1995)
- 8) 亀山健一，杉森伸子：汚泥嫌気性処理返流水からの資源回収に関する技術調査，日本下水道事業団技術開発部報，p.42-50 (1995)
- 9) 勝浦英雄，上野泰功：下水処理施設からのリンの回収技術，環境技術，Vol.27, No.6, p.397-402 (1998)
- 10) 三品文雄，松本崇，杉森伸子，岩部秀樹：溶融処理施設におけるリン収支と高度処理への対応に関する一考察，下水道研究発表会，Vol.34, p.896-898 (1997)
- 11) 社団法人日本下水道協会：下水道統計 (2000)
- 12) 味埜俊，松尾友矩，川上智規：活性汚泥のリン組成とリン代謝に関する研究(第 1 報)，下水道協会誌，Vol.20, No.228, p.28-36 (1983)
- 13) 丸田浩二，東 俊行：下水処理施設から発生する硫化水素の薬品(ポリ鉄)添加による抑制，下水道協会誌，Vol.31, No.374, p.98-106 (1994)
- 14) 相馬英雄，高須弘：送泥汚泥の効率的な硫化水素抑制調査，東京都下水道局技術調査年報，p.319-331 (1998)
- 15) 三品文雄：圧送方式の今日的役割 汚泥圧送システムの維持管理，月刊下水道，Vol.22, No.2, p.52-56 (1999)



- 16) 味埜俊, 松尾友矩, 川上智規 : 活性汚泥のリン組成とリン代謝に関する研究 (第2報), 下水道協会誌, Vol.20, No.229, p.22-29 (1983)
- 17) 深瀬哲朗, 柴田雅秀, 宮地有正 : 生物学的リン除去法の下水への適用, 用水と廃水, Vol.24, No.10, p.1149-1156 (1982)
- 18) 佐々木正一, 明賀春樹 : Anaerobic-Oxic システムにおける生物学的脱リン法, 用水と廃水, Vol.24, No.10, p.1157-1161 (1982)
- 19) 村上孝雄, 小池秀三, 谷口尚弘, 江角比出郎 : 実施設における生物学的脱リンプロセスのリン収支の検討, 衛生工学研究論文集, Vol.23, p.301-312 (1987)
- 20) 谷口尚弘, 村上孝雄, 小池秀三 : 微生物による高度処理技術の試験調査, 日本下水道事業団技術開発部報, p.25-41 (1986)
- 21) Somiya,I., Tsuno,H., Nishikawa,M. : Behavior of Phosphorus and Metals in the Anaerobic-Oxic Activated Sludge Process, IAWPRC Special Conference on Biological Phosphate Removal from Wastewaters, p.321-324 (1987)
- 22) 前島裕樹, 松尾吉高 : 生物脱リン法の活性汚泥における PHA の挙動, 環境工学研究論文集, Vol.34, p.183-190 (1997)
- 23) Tsuno,H., Somiya,I., Matsumoto,M. : A Kinetic Model for Biological Phosphorus Removal Incorporating Intracellular Organics and Phosphorus Pools, IAWPRC Special Conference on Biological Phosphate Removal from Wastewaters, p.99-110 (1987)
- 24) Somiya,I., Tsuno,H., Matsumoto,M. : Phosphorus Release-Storage Reaction and Organic Substrate Behavior in Biological Phosphorus Removal, Water Research, Vol.22, No.1, p.49-58 (1988)
- 25) 村上孝雄, 宮入篤 : 生物学的脱リン・脱窒プロセスの実施設による運転調査, 下水道協会誌, Vol.20, No.230, p.62-78 (1983)
- 26) 古米弘明 : 回分式活性汚泥処理における硝化菌および脱リン菌の動態予測モデルの開発, 平成 7、8 年度科学研究費研究成果報告書 (1997)

## 第4章 小型電気炉を用いた溶融プロセスにおけるリンの挙動に関する基礎的研究

### 4-1 概説

溶融処理過程でのリンの挙動についてはこれまで、原汚泥の組成特に金属とリンとの構成比がリンの溶融過程での挙動に影響すること<sup>1),2)</sup>、コークスベッド溶融炉ではリンは揮散しやすい<sup>3)</sup>が塩基度の調整により制御されること<sup>4)</sup>、旋回式灰溶融炉ではリン揮散が少ないこと<sup>5)</sup>、表面溶融炉ではリン揮散の程度がコークスベッド式と旋回式の間にいること<sup>6)-8)</sup>などが報告されている。しかし定量的な調査についてはこれまで十分に行われておらず、その挙動を予測し、制御する手法は確立されていなかった。

本章では下水汚泥中のリンの溶融過程での挙動把握、汚泥組成との関連性、それを制御するパラメータの抽出を目的として小型の電気炉を用いた実験を行い、定量化を試みた。特に、リン揮散に与える還元度の影響、リンの化合物形態による差異、金属類とケイ素の配合比率の影響とそれらの還元度との関連について注目し、室内実験により確認した。

### 4-2 実験方法

#### 4-2-1 実験装置と実験手順

小型電気炉を用いたるつぼ溶融実験により、溶融時のリン揮散因子について検討した。アルミナ製のるつぼに試料を容量まで充填し、電気炉で溶融した。昇温時の温度履歴の平均は図4-1に示す通りで、約3~4時間かけて室温から1400℃に昇温後、1400℃で4時間溶融した。電気炉内部は綿状断熱材を介して大気と接触していたが、積極的な空気の入りはない状態であった。溶融後、電気炉内で自然降温により12時間以上かけて200℃程度まで冷却し、最終的にるつぼを電気炉から取り出し室温まで冷却した。生成したスラグは微粉碎後酸分解し、モリブデン青(アスコルビン酸)吸光光度法によりリンの分析を行った。

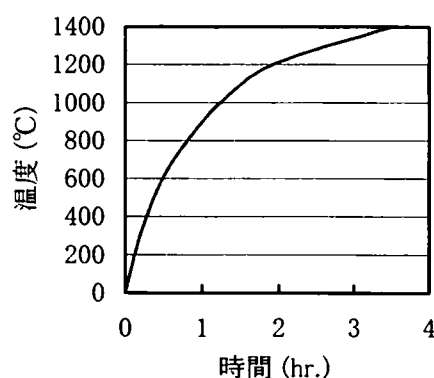


図4-1 小型電気炉による溶融実験の昇温時温度履歴平均

スラグへのリン固定化率は、溶融前後の重量変化およびリン濃度変化を測定し、以下の式により算出した。

$$\text{リン固定化率 (\%)} = \frac{\text{スラグ重量 (g)}}{\text{試料重量 (g)}} \times \frac{\text{スラグ中P含有率 (mg/kg)}}{\text{試料中P含有率 (mg/kg)}} \times 100 \quad \dots\dots (4.1)$$

#### 4-2-2 供試試料

本実験では供試試料として、A 処理場と H 処理場の 2 ヶ所の下水汚泥焼却灰 (A 焼却灰、H 焼却灰) と市販の試薬を調合した人工試料を用いた。焼却灰は A 処理場、H 処理場とも高分子系脱水汚泥を流動床焼却炉で焼却したものであり、人工試料は大阪南エースセンターの脱水汚泥の性状を模擬したもので、脱水汚泥の無機成分の含有比率に準拠した組成とした。表 4-1 に供試焼却灰と人工試料の組成を、表 4-2 に人工試料の基準系として用いた試薬およびその調合比率を示す。人工試料で用いた試薬は基本的に水に難溶性であり、下水汚泥中に存在可能な形態のものを選択した。リンに関しては、汚泥中には Ca、Fe、Al などの金属化合物と、生体内の核酸などに含まれる高分子リン化合物、ポリリン酸として蓄積された

表4-1 供試焼却灰および人工試料組成

|                  | A焼却灰     | H焼却灰     | 人工試料     |
|------------------|----------|----------|----------|
|                  | mg/kg-ds | mg/kg-ds | mg/kg-ds |
| P                | 80,700   | 65,900   | 56,600   |
| SiO <sub>2</sub> | 285,000  | 336,000  | 196,000  |
| Ca               | 111,000  | 46,200   | 51,000   |
| Fe               | 82,400   | 114,000  | 71,700   |
| Al               | 59,000   | 90,800   | 50,400   |
| Mg               | 13,900   | 15,600   | 8,620    |
| Na               | 8,720    | 8,090    | 8,930    |
| K                | 14,100   | 13,500   | 6,200    |
| Cl               | 300      | <1,000   | 3,500    |
| S                | 15,900   | 1,000    | 70,100   |
| Cu               | 2,870    | 2,000    | 1,610    |
| Pb               | 1,090    | 450      | 650      |
| Zn               | 22,300   | 7,100    | 11,300   |
| 塩基度              | 0.55     | 0.19     | 0.36     |
| 酸塩基比             | 0.78     | 0.62     | 0.69     |
| Fe/(P+Si)比       | 0.20     | 0.26     | 0.25     |

\* 酸塩基比とFe/(P+Si)比は本論参照のこと

ものなどの形態で含まれていることが知られている<sup>9)</sup>。そこで人工試料中のリンは生物由来のものとして P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> を、金属化合物として AlPO<sub>4</sub>、Fe<sub>3</sub>(PO<sub>4</sub>)<sub>2</sub> を約 9:5:5 で与えた。なお P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> は空気中で水和、電気炉内の高温下で縮合し、縮合リン酸の形態に変化するものと推測される<sup>10)</sup>。

#### 4-2-3 実験条件および区分

この実験では、熔融時の酸化還元雰囲気の影響、リンの含有形態の影響、元素成分割合の影響を見ることを目的とし、以下の条件の実験を行った。

##### ① 炭素添加による熔融時の酸化還元雰囲気の影響

炭素粉末を表 4-1 に示す A 焼却灰 (Run 1)、H 焼却灰 (Run 2)、人工試料 (Run 3) に 0～50% の範囲で添加し、酸化還元雰囲気の影響を調査した。実験はるつぼ A を用いた。

##### ② るつぼの違いによる熔融時の酸化還元雰囲気の影響

形状の異なる 2 種類のるつぼを用いて、表 4-1 に示す 2 種類の焼却灰を各るつぼで熔融したときの違いを調べた。るつぼ A は開口部の直径 88 mm、高さ 72 mm で、一方るつぼ B は開口部の直径 52 mm、高さ 67 mm である。るつぼ B はるつぼ A よりも縦長の形状となり、大気と接触する試料の割合をより少なくすることができるため、2 つのるつぼでるつぼ内部の酸化還元雰囲気には差が出てくると期待される (Run 4, Run 5)。

##### ③ リン含有形態の影響

試料中に含まれるリンの形態による挙動への影響について調べるために、表 4-2 に示す人

工試料（基準系）を対照として、 $P_2O_5$ 、 $Ca_3(PO_4)_2$ 、 $Fe_3(PO_4)_2$ 、 $AlPO_4$  の配合比を変化させた実験を行った。各元素組成を人工試料の基準系と合わせた場合 (Run 6) と、リンをそれぞれ1種類の形態に絞り、結果として他の成分組成が変化した系 (Run 7) の2通りについて調べた。なお使用したるつぼはるつぼ A である。

#### ④ 元素成分割合の影響-1

さらに金属およびケイ素の配合比率の影響を調べるために、るつぼ A を用いて、表 4-1 の試料に Si, Ca, Fe, Al, Mg の酸化物または水酸化物を添加した実験を行った (Run 8, Run 9, Run 10)。

#### ⑤ 元素成分割合の影響-2

るつぼ B を用いて、上記同様表 4-1 の試料に Si, Ca, Fe, Al, Mg の酸化物または水酸化物を添加した実験を行った (Run 11, Run 12)。

各実験条件の詳細は実験結果の項に示す。

### 4-2-4 分析方法

金属およびリンの分析方法は下水試験方法第 5 編に準拠した。

表4-2 人工試料の使用試薬と調合比率

| 元素 | 割合<br>mol% | 形態                       | 割合<br>mol% |
|----|------------|--------------------------|------------|
| P  | 14.2%      | $P_2O_5$ -P              | 6.6%       |
|    |            | $AlPO_4$ -P              | 3.8%       |
|    |            | $Fe_3(PO_4)_2$ -P        | 3.8%       |
| Si | 25.4%      | $SiO_2$ -Si              | 25.4%      |
| Ca | 9.9%       | $CaCO_3$ -Ca             | 6.3%       |
|    |            | $CaSO_4$ -Ca             | 3.6%       |
| Mg | 2.8%       | $Mg_5(CO_3)_4(OH)_2$ -Mg | 2.8%       |
| Fe | 10.0%      | $FeO(OH)$ -Fe            | 3.1%       |
|    |            | $Fe_3(PO_4)_2$ -Fe       | 5.6%       |
|    |            | FeS-Fe                   | 1.3%       |
| Al | 14.5%      | $Al(OH)_3$ -Al           | 10.7%      |
|    |            | $AlPO_4$ -Al             | 3.8%       |
| Na | 2.9%       | $Na_2SO_4$ -Na           | 2.9%       |
| K  | 1.2%       | KCl-K                    | 0.8%       |
|    |            | $K_2SO_4$ -K             | 0.5%       |
| Cl | 0.8%       | KCl-Cl                   | 0.8%       |
| S  | 17.0%      | $CaSO_4$ -S              | 3.6%       |
|    |            | FeS-S                    | 1.3%       |
|    |            | $K_2SO_4$ -S             | 0.2%       |
|    |            | $Na_2SO_4$ -S            | 1.4%       |
|    |            | CuS-S                    | 0.2%       |
|    |            | PbS-S                    | 0.0%       |
|    |            | ZnS-S                    | 1.3%       |
|    |            | $(NH_4)_2SO_4$ -S        | 8.9%       |
| Cu | 0.2%       | CuS-Cu                   | 0.2%       |
| Pb | 0.0%       | PbS-Pb                   | 0.0%       |
| Zn | 1.3%       | ZnS-Zn                   | 1.3%       |

## 4-3 実験結果

### 4-3-1 炭素添加による熔融時の酸化還元雰囲気の影響

炭素は単体として存在する場合還元剤として作用するため、炭素粉末を加えることにより熔融雰囲気は還元状態になると考えられる。炭素添加によるリン固定化率の変化について、Run 1 から Run 3-1 の実験結果を図 4-2 に示す。ここで炭素添加率は炭素重量/原試料重量比と定義した。なお実験はるつぼ A を用いて行った。

図 4-2 から分かるように、焼却灰、人工試料とも炭素添加率を上げるとスラグへのリン固定化率は低下する傾向を示した。このことから、灰熔融に比べ汚泥熔融の方がリンのスラグへの固定化率が低くなると推測され、また人工試料が実焼却灰とほぼ同様の挙動を示したことから、

人工試料による実験が下水汚泥焼却灰を用いた実験を代用することも可能であることが示された。

人工試料のモデルとした大阪南エースセンターは表面熔融方式により汚泥の熔融処理を行っているが、2-4 節で述べたリン収支調査の結果、塩基度調整により塩基度 1.1 で熔融処理を行った場合のスラグへのリン固定化率はおおよそ75%となった。実際の熔融炉内では汚泥中の有機物が還元されガス化したり、炭素化合物が元素状炭素まで還元されていることが推定される。そこで炭素添加率 20%の人工試料に消石灰を加えて塩基度調整を行い、塩基度を 0.36 から 2.0 まで変化させた場合のリン固定化率について実験を行った (Run 3-2)。図 4-3 にその結果を示すが、塩基度の増加によりリン固定化率が上昇する傾向が見られ、実際の熔融炉での運転条件であった塩基度 1.0 付近では、リン固定化率はおおよそ 80%となった。この値は実プラントでの調査結果に近い数値であり、小型電気炉によるるつぼ実験で大阪南エースセンター汚泥熔融炉の還元雰囲気を再現する条件として、炭素添加率は 20%、使用するるつぼをるつぼ A とすることが妥当であると判断された。このため、以降の実験では炭素を添加する場合の添加率は 20%に統一して実験を行った。

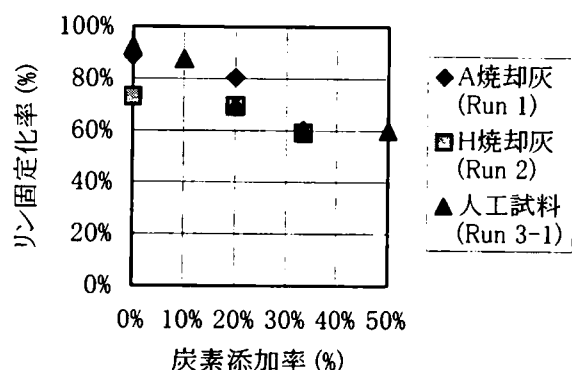


図4-2 炭素添加率を変えたときのリン固定化率変化 (Run 1～3-1)

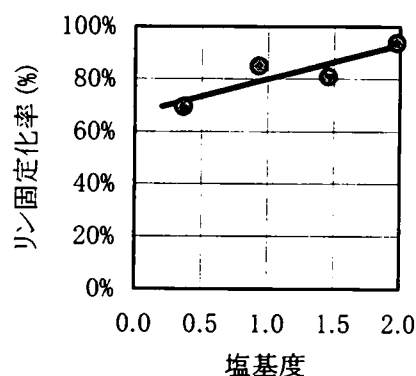


図4-3 炭素添加率20%の人工試料における塩基度とリン固定化率の関係 (Run 3-2)

#### 4-3-2 るつぼの違いによる熔融時の酸化還元雰囲気の影響

形状の異なる2種類のるつぼを用いて、リン固定化率の変化を調べた。るつぼA ( $\phi=88$  mm,  $h=72$  mm)とるつぼB ( $\phi=52$  mm,  $h=67$  mm)は高さはほぼ同じだが、開口部の直径がるつぼAよりるつぼBの方が小さいため、るつぼBはるつぼAよりも縦長の形状となる。るつぼBは大気と接触する試料の割合をより少なくすることができ、るつぼ内部の酸化還元雰囲気が異なってくると予想される。

表 4-1 に示した A 焼却灰 (Run 4) と H 焼却灰 (Run 5) について、各々のるつぼを用いて熔融したときのリン固定化率の結果を図 4-4 に示す。いずれも炭素添加率は 20%である。H 焼却灰ではるつぼの違いによるリン固定化率の大きな変化は見られなかったが、A 焼却灰ではるつぼ B はるつぼ A よりもリン固定化率が 32%減少した。

なお熔融時、るつぼ底部に金属塊が生成し、その一例を図 4-5 に写真で示す。生成した金

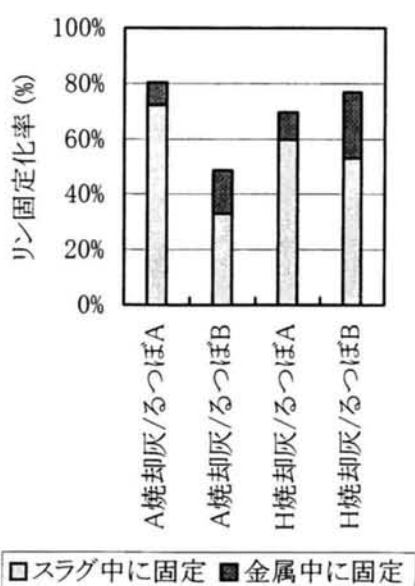


図4-4 異なるるつぽを用いて溶融したときのリン固定化率の変化 (Run 4, 5)

属の溶融生成物全体(スラグと金属)中の重量割合を(4.2)式のように定義し、計算結果を図4-6に示す。A 焼却灰では各るつぽでの金属重量割合はるつぽ A で 4.6%、るつぽ B で 9.7%となった。一方 H 焼却灰では金属重量割合は、るつぽ A では 5.5%、るつぽ B では 9.8%となった。いずれの焼却灰でもるつぽ B にすることで金属の生成が促進されたことになり、金属重量割合の変化はるつぽ内部の酸化還元雰囲気の影響によるものと考えられた。

$$\text{金属重量割合 (\%)} = \frac{\text{金属重量}}{\text{スラグ重量} + \text{金属重量}} \times 100 \quad \dots\dots (4.2)$$

生成した金属塊をX線回折分析法により構造解析をしたところ、主ピークとして  $\text{Fe}_3\text{P}$  が確認された。また H 焼却灰をるつぽ B で溶融した系(後述の金属試薬添加の実験結果含む)について金属中の Fe と P の含有率を分析したところ、Fe と P の各々の平均含有率は 81%と 16%となった。そこで図 4-4 では、このような金属塊中に固定化されたリンの割合とスラグ中に固定化された割合を区別して表示した。縦長のるつぽ B の方が金属中に固定化されるリンの割合が高いことが分かる。また原焼却灰から金属として分離された鉄の割合は、H 焼却灰をるつぽ A で溶融した系で 35%、るつぽ B で溶融した系で 58%であった。これは用いるるつぽの形状によりるつぽ内部の酸化還元雰囲気が影響を受

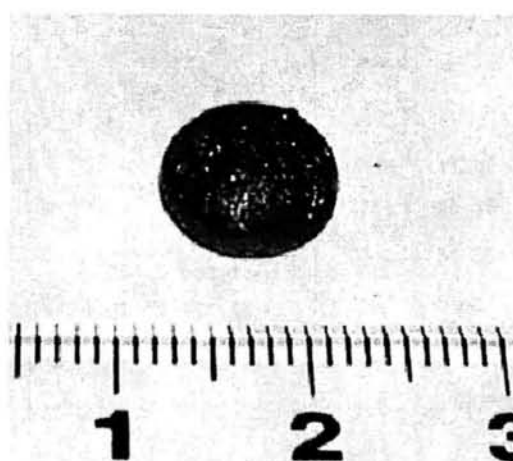


図 4-5 溶融時にるつぽ底部に生成した金属塊

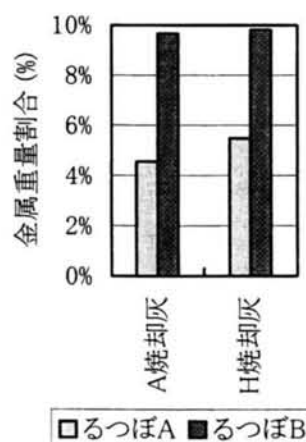


図4-6 異なるるつぽを用いて溶融したときのるつぽ底部に生成した金属重量割合の変化

け、るつば B の実験系の方がより還元雰囲気が強かったことを示唆している。この結果、用いたるつば種類によりリン固定化率に差が出たと考えられる。

#### 4-3-3 リン含有形態の影響

リンの形態によるスラグへのリン固定化率を調べるため、2 通りの実験を行った。対象としたリン形態は  $P_2O_5$ 、 $Ca_3(PO_4)_2$ 、 $Fe_3(PO_4)_2$ 、 $AlPO_4$  の 4 種類である。表 4-3 には、用いた試料の試薬調合比率が示されており、表中の元素の物質質量総和を 100%としたときの各元素の物質質量割合で表中に示している。なお表 4-3 には主要元素のデータのみ示してある。Run 6 では各試料の元素組成を人工試料基準系にそろえたため、Ca-P 系および Fe-P 系では結果としてリン形態を一種類で調合することができず、 $P_2O_5$  を不足分として加えてリン濃度をそろえた。Run 7 ではリン形態を  $P_2O_5$ 、 $Ca_3(PO_4)_2$ 、 $Fe_3(PO_4)_2$ 、 $AlPO_4$  の 1 種類に限り調合し、結果として金属の含有比率が基準系と異なる試料を用いた。そのため Ca と Fe の含有比率が基準系と比べ高くなった。炭素添加率は 0%と 20%である。またるつばはいずれもるつば A を用いた。

結果を図 4-7、図 4-8 に示す。Run 6 では炭素無添加の場合にはおよそ 90%前後のリン固定化率となり、炭素 20%添加により 65%から 81%の範囲でいずれもリン固定化率が低下することが示された。リンの形態による差異は  $P_2O_5$ -P 系が若干高くなったものの、全体的にはリン形態による差異は小さいものと考えられる。

Run 7 ではリン形態を 1 種類に限っているため、Run 6 が  $P_2O_5$  を共通して含んでいることの影響が支配している可能性もあるのに対し、リン形態の差異を直接的に比較することができる。図 4-8 に Run 7 の結果を示すが、炭素無添加ではおよそ 100%のリンが固定化され、20%添加

表4-3 リン形態を変えた人工試料の試薬調合比率

| 元素  | 形態                          | Run 6 |             |       |       |       | Run 7       |       |       |       |
|-----|-----------------------------|-------|-------------|-------|-------|-------|-------------|-------|-------|-------|
|     |                             | 基準系   | $P_2O_5$ -P | Ca-P  | Fe-P  | Al-P  | $P_2O_5$ -P | Ca-P  | Fe-P  | Al-P  |
|     |                             | mol%  | mol%        | mol%  | mol%  | mol%  | mol%        | mol%  | mol%  | mol%  |
| P   | $P_2O_5$ -P                 | 6.6%  | 14.2%       | 8.2%  | 7.5%  |       | 11.4%       |       |       |       |
|     | $Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$ -P  |       |             | 5.9%  |       |       |             | 11.4% |       |       |
|     | $Fe_3(PO_4)_2$ -P           | 3.8%  |             |       | 6.6%  |       |             |       | 11.4% |       |
|     | $AlPO_4$ -P                 | 3.8%  |             |       |       | 14.2% |             |       |       | 11.4% |
| Si  | $SiO_2$ -Si                 | 25.4% |             |       |       |       | 20.3%       |       |       |       |
| Ca  | $CaCO_3$ -Ca                | 6.3%  | 6.3%        |       | 6.3%  | 6.3%  | 12.1%       |       | 12.1% | 12.1% |
|     | $Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$ -Ca |       |             | 9.9%  |       |       |             | 18.9% |       |       |
|     | $CaSO_4$ -Ca                | 3.6%  | 3.6%        |       | 3.6%  | 3.6%  | 6.9%        |       | 6.9%  | 6.9%  |
| Mg  | $Mg_5(CO_3)_4(OH)_2$ -Mg    | 2.8%  |             |       |       |       | 2.2%        |       |       |       |
| Fe  | $FeO(OH)$ -Fe               | 3.1%  | 8.7%        | 8.7%  |       | 8.7%  | 14.9%       | 14.9% |       | 14.9% |
|     | $Fe_3(PO_4)_2$ -Fe          | 5.6%  |             |       | 10.0% |       |             |       | 17.0% |       |
|     | FeS-Fe                      | 1.3%  | 1.3%        | 1.3%  |       | 1.3%  | 2.1%        | 2.1%  |       | 2.1%  |
| Al  | $Al(OH)_3$ -Al              | 10.7% | 14.5%       | 14.5% | 14.5% | 0.3%  | 11.4%       | 11.4% | 11.4% |       |
|     | $AlPO_4$ -Al                | 3.8%  |             |       |       | 14.2% |             |       |       | 11.4% |
| その他 |                             | 23.4% |             |       |       |       | 18.8%       |       |       |       |

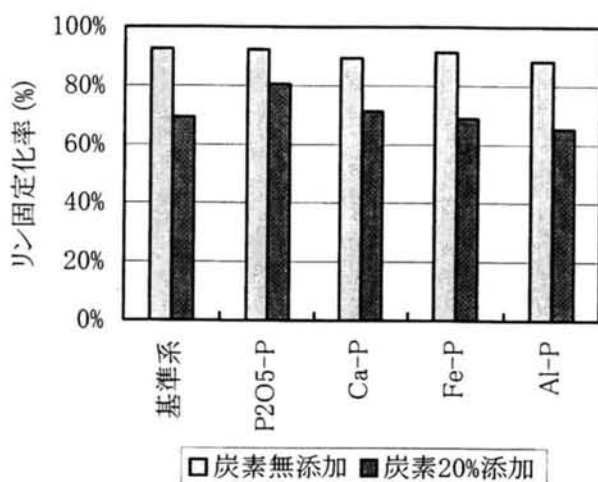


図4-7 リン形態を変えた人工試料のリン固定化率(Run 6)

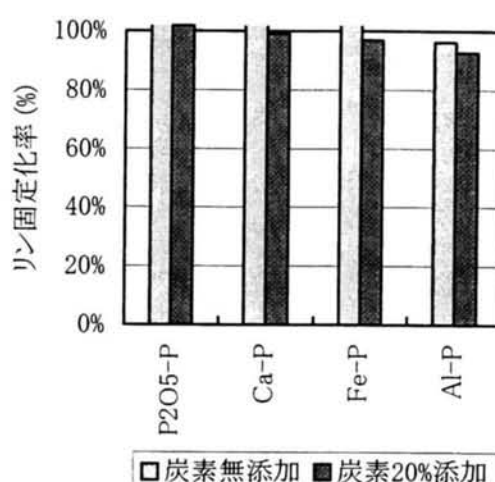


図4-8 リン形態を変えた人工試料のリン固定化率(Run 7)

によっても無添加に比べ固定化率は下がったものの 93%以上の結果となった。またリンの形態による顕著な差異も認められなかった。Run 7 の結果が Run 6 に比べ高いリン固定化率となったのは、塩基度が高くなったこと、その他主要な金属の含有量が Run 7 の方が多いことによる可能性があると考えられた。

そこで各試料に対し消石灰を加え塩基度調整を行った実験を行った。Run 6 では塩基度を 0.36 から 0.93 へ、Run 7 では塩基度を 0.87 から 1.37 へ調整した。各 Run について、炭素 20% 添加時の Ca+Fe+Al 割合に対するリン固定化率の関係を図 4-9 に示す。なお Ca+Fe+Al 割合は、表 4-3 における Ca と Fe と Al の物質質量割合を足した数値である。Ca+Fe+Al 割合とリン固定化率には正の相関が認められ、またリンの形態による差異は顕著ではないことが分かる。

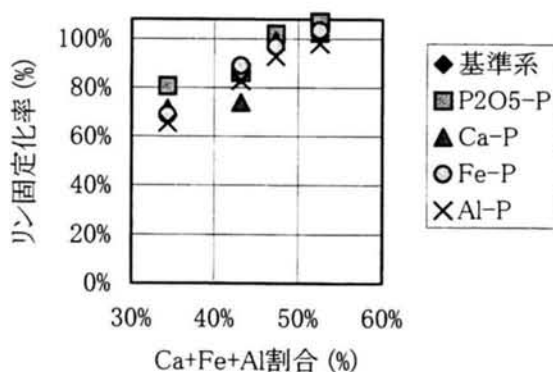


図4-9 人工試料による実験のCa+Fe+Al割合とリン固定化率の関係(Run 6, 7)

以上の結果より、リン固定化率はリンの形態には依存せず、金属成分の割合に大きく影響を受けることが明らかになった。

#### 4-3-4 元素成分割合の影響-1

表 4-1 に示した下水汚泥焼却灰に金属試薬を添加した試料を作成し、金属成分を加えることの影響と各金属間での差異を検討した。るつばはるつば A を用い、試料は原焼却灰に対し Si, Ca, Fe, Al, Mg を酸化物または水酸化物形態の試薬により添加したものを用いた。各試薬の添加率は焼却灰中のリンの物質質量をもとに設定し、添加率はリン物質質量の等倍または 2 倍



を基本とした。なお A 焼却灰に  $\text{SiO}_2$  を添加する場合のみ、添加率を 4 段階とした。各実験の命名法は、例えば H 焼却灰にリンの 2 倍の物質量の Ca を加えた試料をるつぽ A で溶融した実験については H.Ca2/A と命名した。A 焼却灰の実験を Run 8、H 焼却灰の実験を Run 9 とし、炭素添加率は調合済み試料に対しいずれも 20% とした。

各金属試薬添加の効果を、原焼却灰を対照 (Control) として A 焼却灰の結果について示したのが図 4-10 で、H 焼却灰の結果について示したのが図 4-11 である。金属成分を未調整とした原焼却灰では、A.Control/A で 81% の、H.Control/A で 70% のリン固定化率となった。金属試薬を添加した場合、両焼却灰の結果を合わせて見ると、Ca, Fe, Al の各金属は添加することでリン固定化率を上げる効果を示したが、Mg については一定の傾向が見られなかった。

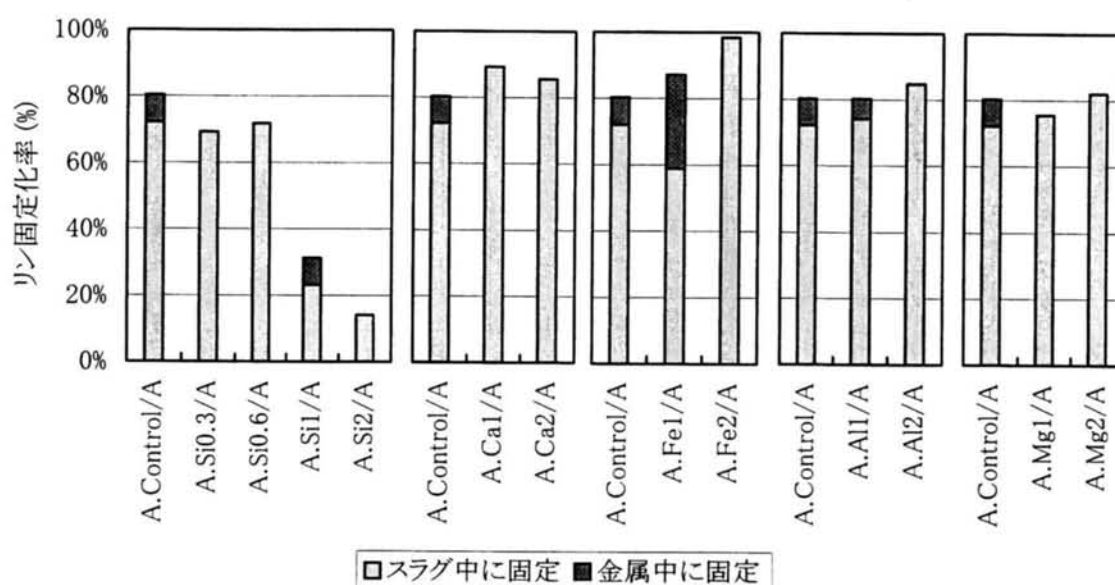


図4-10 るつぽAにより溶融したときのA焼却灰金属試薬添加によるリン固定化率変化 (Run 8)

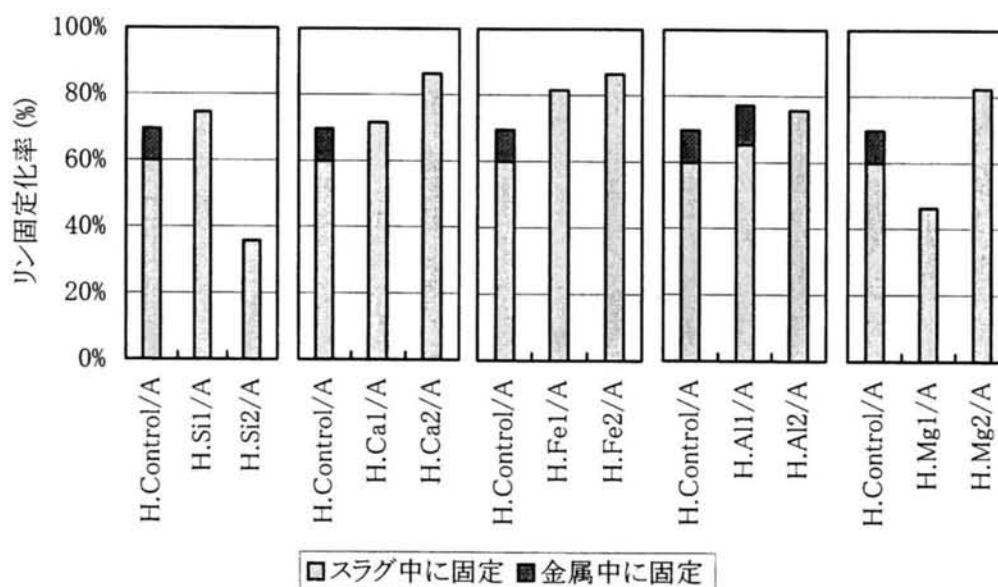


図4-11 るつぽAにより溶融したときのH焼却灰金属試薬添加によるリン固定化率変化 (Run 9)

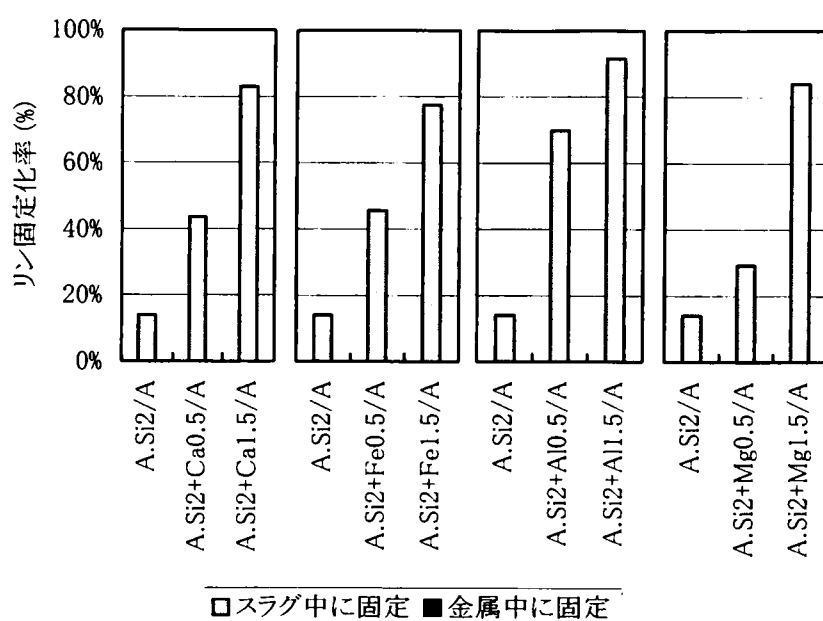


図4-12 るつぽAにより熔融したときの  
A.Si2/Aを基準に金属試薬を添加した場合のリン固定化率変化(Run 10)

一方  $\text{SiO}_2$  は添加によりリン揮散に作用することが明らかになった。 $\text{SiO}_2$  はある領域から急激にリンを揮散させる作用が強まり、A 焼却灰の最大  $\text{SiO}_2$  添加率の場合には、リン固定化率 14% になった。このときの塩基度は 0.26 であった。

次にリン固定化率が最低となった Run 8 の A 焼却灰での最大  $\text{SiO}_2$  添加率のケースを基準に、これに Ca, Fe, Al, Mg の各金属試薬を加え、そこでの金属添加の影響を検討した。各金属試薬は、 $\text{SiO}_2$  を加えた後、焼却灰中のリンに対して金属として 0.5 倍と 1.5 倍の物質質量になるように加えた。これを Run 10 とし、その実験結果を図 4-12 に示す。いずれの金属も添加量の増加によりリン固定化率が大きく上昇する結果となった。

#### 4-3-5 元素成分割合の影響-2

るつぽ B を用いて元素成分割合の影響について検討した。試料調整や命名方法はるつぽ A での実験と同様である。A 焼却灰の実験を Run 11、H 焼却灰の実験を Run 12 とした。

A 焼却灰の結果を図 4-13 に、H 焼却灰の結果を図 4-14 に示す。A 焼却灰では、原焼却灰 A.Control/B のリン固定化率 49% に対し、 $\text{SiO}_2$  を添加した場合リン固定化率は A.Si2/B で 17% に減少した。一方 Fe の添加では、リン固定化率は A.Fe1/B で 88%、A.Fe2/B で 97% と大幅な固定化率の向上を示した。Ca, Al, Mg では、これらの試薬の添加によるリン固定化率の大きな変化は見られず、リン固定化率は 44~55% の範囲であった。H 焼却灰では、原焼却灰 H.Control/B ではリン固定化率 77% であったが、A 焼却灰と同様  $\text{SiO}_2$  の添加により H.Si2/B ではリン固定化率は 29% に減少した。その他の金属試薬添加によるリン固定化率の変化は A 焼却灰ほど大きくなかったが、Fe の添加によるリン固定化率の増加傾向が若干見て取れる。

るつぽの違いによる影響は、H 焼却灰ではるつぽによるリン固定化率の変化は顕著でなかった。

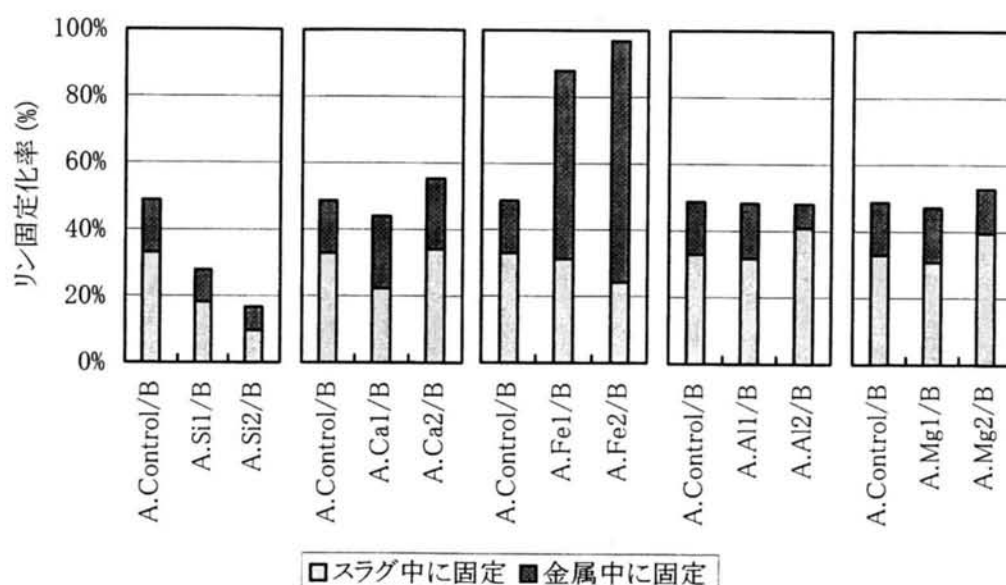


図4-13 るつばBにより溶融したときのA焼却灰金属試薬添加によるリン固定化率変化 (Run 11)

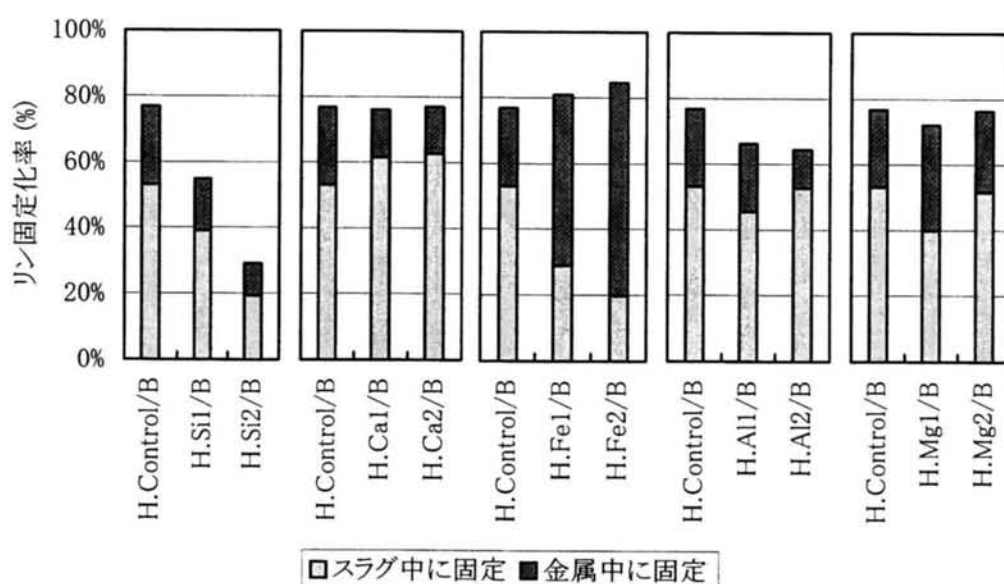


図4-14 るつばBにより溶融したときのH焼却灰金属試薬添加によるリン固定化率変化 (Run 12)

たが、A 焼却灰では Fe および Si の各試薬を添加した場合を除き、るつば B の方が全体的にリン固定化率が下がる結果となった。なお H 焼却灰に Mg 試薬を添加した実験系では、るつば A を用いた実験で H.Mg1/A が H.Control/A および H.Mg2/A と比較して特異的にリン固定化率が低くなったが、るつば B ではこのような特異的なリン固定化率の低下は見られなかった。

金属重量割合はるつば B を用いた方が全体的に高くなり、結果的に金属中に固定化されたリンの割合が全体的にるつば A よりるつば B の方が高くなった。特に鉄試薬を加えた実験では、リンの大半が金属中に固定化される結果となった。A 焼却灰の実験について固定化されたり

ンの内訳を見ると、原焼却灰 A.Control/B では固定化された 49%のリンのうち、33%がスラグ中に、16%が金属中に固定化された。一方 A.Fe1/B ではスラグ中に 31%、金属中に 57%のリンが固定化され、A.Fe2/B ではスラグ中に 24%、金属中に 73%のリンが固定化され、鉄試薬添加による金属中へのリン固定化効果が見て取れる。同様の傾向は H 焼却灰の実験でも見られた。

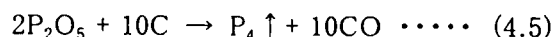
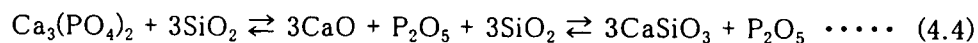
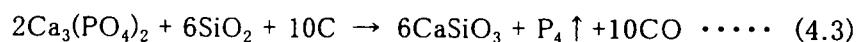
#### 4-4 考察

##### 4-4-1 リン製造プロセスと下水汚泥溶融プロセス

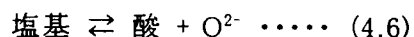
リン鉱石からの乾式リン製造法は、 $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$  を主成分とするリン鉱石とケイ酸およびコークスを電気炉に充填し、その中に炭素電極を挿入し、1300～1500℃程度に電熱加熱することで行われる。リンは電気炉から単体のリン蒸気として排ガスとともに揮散し、後工程の凝縮器で冷却され液状の単体リンとして回収される<sup>11)～14)</sup>。

一方下水汚泥溶融プロセスは表面溶融方式、コークスベッド方式、旋回溶融方式といくつかの方式があるが、いずれの方式においても汚泥中の無機分を約 1300～1400℃で加熱溶融するという点では乾式リン製造法と共通する部分がある。そのため汚泥溶融においても、乾式リン製造時と同様の化学反応が起っている可能性が高い。特にコークスベッド方式の場合は、コークスを使用する点で乾式リン製造法により近い方法であると言える。

乾式リン製造において起こる化学反応は、リン鉱石組成や反応温度により異なるものの例えば(4.3)式のように表される。ここで  $\text{SiO}_2$  は酸として、コークスは還元剤として働き、(4.3)式は(4.4)式に示す酸塩基反応と(4.5)式に示す酸化還元反応の連続反応と解釈できる。反応の結果、リン鉱石中のリンは  $\text{P}_4$  (沸点 208.5℃) の形態で気体として揮散し、後工程で冷却されて単体リンとして回収される。



(4.4)式で表される酸塩基反応は、Lux-Flood の酸塩基の定義により理解できる。この概念はセラミックスや冶金のような高温の無水酸化物系において有用で、(4.6)式のように酸は  $\text{O}^{2-}$  受容体、塩基は  $\text{O}^{2-}$  供与体として定義される<sup>14)～16)</sup>。

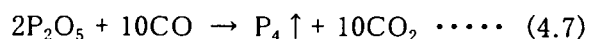


この定義に従うと、 $\text{SiO}_2$  や  $\text{P}_2\text{O}_5$  が  $\text{O}^{2-}$  を受容する酸として作用し(酸性酸化物)、 $\text{CaO}$  が  $\text{O}^{2-}$  を供与する塩基として作用する(塩基性酸化物)。従って(4.3)式は塩基である  $\text{CaO}$  をめぐって酸性酸化物である  $\text{P}_2\text{O}_5$  と  $\text{SiO}_2$  が競合する酸塩基反応であると解釈できる。また下水汚泥中に存在する  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$  以外の Fe や Al のリン酸塩の形態でも、 $\text{SiO}_2$  との同様の酸塩基反応が

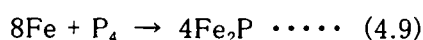
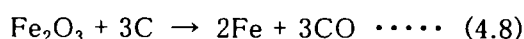
起こりうると考えられる。なお(4.4)式の反応により  $P_2O_5$  が直接揮散するのは熱力学的に非常に不利である。

酸塩基反応に引き続き起こる酸化還元反応は、(4.5)式のようにコークス(C)が  $P_2O_5$  から酸素を奪い、最終的にリンは単体リンとして揮散し、リン生成反応が終結する。

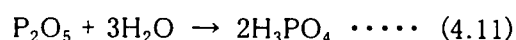
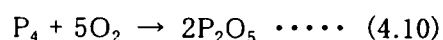
また汚泥熔融炉内では CO ガスが発生すると考えられるが、この一酸化炭素によっても(4.7)式のように  $P_2O_5$  から  $P_4$  が還元され生成される可能性がある。



乾式リン製造では、リン生成反応に付随して、リン鉱石中の鉄、クロム、ニッケル、クロム、マンガンなどの重金属酸化物や硫化物の炭素による還元反応が起こる。還元された金属はさらに生成したリンと反応してリン化物を作り、リンを金属中に取り込み固定化する。鉄の場合は、(4.8)式および(4.9)式の反応に従いリンをリン化鉄として固定化する<sup>11),12)</sup>。



以上述べた乾式リン製造法では、揮散した単体リンを含む排ガスは 300～400℃に保たれたまま電気集塵機で除塵され、最終的に凝縮器で水の散布により 50℃程度まで冷却され、凝縮器内で生成した単体リンが回収される。一方リン鉱石から直接リン酸を作る一段法による乾式リン酸製造においては、乾式リン製造法により生成した単体リンを燃焼室で(4.10)式の反応に従い酸化して五酸化リンとし、これを水と接触させることにより(4.11)式の反応によりリン酸が生成する<sup>11),12)</sup>。



以上のように、熔融プロセスにおけるリンの挙動は乾式リン製造における化学反応が参考になると考えられ、熔融に引き続く排ガス処理プロセスにおいては一段法による乾式リン酸製造と同様の反応が起こっているものと考えられる。

熔融時におけるリンの挙動をリン鉱石からリンを製造するプロセスと下水汚泥熔融プロセスとを合わせて考えると、リンが揮散する条件として、 $SiO_2$  のような酸性酸化物の存在と C あるいは CO のような還元物質の存在が必要であることが分かる。そこで以降では、酸化還元反応と酸塩基反応の観点を中心に、下水汚泥熔融時のリン挙動について考察する。

#### 4-4-2 溶融における酸化還元雰囲気がリン固定化率に与える影響

溶融における炭素添加の影響を見た実験の結果、図 4-2 に示されるように炭素添加率の上昇によりスラグへのリン固定化率は低下した。このことは上記で考察したように還元剤がリンの揮散に影響することを裏付けるものであり、またその還元度が高まるほどリンの揮散率が上昇することを示している。逆に炭素無添加時のリン揮散は一部にとどまり、同じような結果は高岡らの実験でも報告されている<sup>17)</sup>。炭素を添加しない場合でもリン固定化率は 100%とならなかった原因としては、炭素以外の還元剤が試料中に存在していた可能性がある。

るつぼ形状の違いによる影響を見た Run 4, 5 の実験では、生成した金属の重量割合が高いるつぼ B での溶融の方がリンがより揮散する結果となった。生成した金属は  $\text{Fe}_3\text{P}$  であり、これは  $\text{Fe}_2\text{P}$  と  $\text{Fe}$  の共融混合物である。そのため  $\text{Fe}_3\text{P}$  は(4.8)式と(4.9)式の反応の結果生成したことになり、これらの反応はより強い還元雰囲気下で活発に起こることから、金属重量割合が高いるつぼ B ではより強い還元雰囲気が作られ、リン揮散が促進されたと判断される。すなわちるつぼ A を用いた実験では弱還元雰囲気の反応場が形成され、るつぼ B を用いた実験では強還元雰囲気の反応場が形成されたものと考えられる。

実際の溶融炉の酸化還元雰囲気について考えると、還元剤としては汚泥溶融の際には汚泥中に含まれる炭素成分の一部が還元剤として作用する可能性がある。また生成される一酸化炭素によってもリンは還元される可能性もある。酸化還元雰囲気は溶融方式にも依存し、特にコークスベッド方式ではコークスが還元剤としての役割をするため、リンはより揮散しやすい状態であると考えられる。杉森の報告でもコークスベッド方式ではリンの揮散率が高いことが報告されている<sup>3)</sup>。また溶融原料として焼却灰を対象とする場合には汚泥溶融に比べリンの揮散を抑制できるものと考えられる。

#### 4-4-3 リンの存在形態がリン固定化率に与える影響

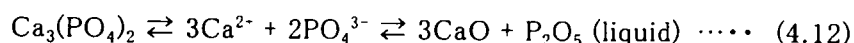
実験 Run 6、Run 7 では、リンの形態によるリン固定化率の顕著な差は観測されなかった。各形態でのリン揮散機構について考察する。

リンが金属リン酸塩の形態で存在する場合、沸点の関係から溶融温度での揮散は起こらないと考えられる<sup>11),13)</sup>。そのため化学反応により他の形態に変わらない限りリンの揮散は起こらないと考えられる。

生物由来のリンを想定して用いた  $\text{P}_2\text{O}_5$  は常温で空気中の水分と極めて容易に反応して  $\text{H}_3\text{PO}_4$  となるため、人工試料中の  $\text{P}_2\text{O}_5$  は実際には  $\text{H}_3\text{PO}_4$  になっていたと推測される。 $\text{H}_3\text{PO}_4$  は常温では安定だが、昇温により脱水縮合して縮合リン酸となり、さらに高温では金属や金属酸化物と反応する<sup>10)</sup>。また金属塩とは容易に酸塩基反応を起こすものと推測されることから、溶融時には  $\text{P}_2\text{O}_5$  も金属リン酸塩の形態になっていたと考えられ、他の形態にならない限り揮散はしない。

すなわち溶融時に揮散するリンの形態は  $\text{P}_4$  と考えられ、この場合金属リン酸塩の違いによる影響は(4.4)式の反応において現れてくる。(4.4)式の反応の前半の一部を詳しく記述すると

(4.12)式のようになり、例えば  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$  の場合  $\text{Ca}^{2+}$  と  $\text{PO}_4^{3-}$  に解離し、解離したイオンは各々対応する酸化物と平衡関係になる<sup>16)</sup>。つまり金属リン酸塩の違いは各金属リン酸塩のイオンへの解離度へ影響し、Run 6, Run 7 でリン形態による固定化率の差異が小さかったのは、いずれの金属リン酸塩の解離度もあまり差がなかったためと解釈される。このような状態ではもはやリンの挙動はその元の形態には依存しなくなり、むしろリンを取り巻くイオンが作り出す環境、すなわち元素組成に依存してくる。



#### 4-4-4 弱還元雰囲気において元素成分割合がリン固定化率に与える影響

るつぼ A を用いた実験について、Run 6, Run 7 ではリン固定化率は  $\text{Ca}+\text{Fe}+\text{Al}$  割合に正の相関を示した。また Run 8~10 ではるつぼ A を用いて焼却灰に各金属試薬を添加した実験の結果、Si がリン揮散に働き、Ca, Fe, Al が固定化に作用する傾向を示した。るつぼ A を用いた実験では、るつぼ内部の熔融反応場は弱還元雰囲気であると推定され、このような条件下では固定化されたリンの大部分はスラグ中に取り込まれ、このときリン固定化は(4.4)式による反応が支配的になると考えられる。そこで弱還元雰囲気では元素成分がリン挙動に与える影響について、Lux-Flood の酸塩基の定義により検討する。

下水汚泥中に含まれる金属などの酸化物を酸性、塩基性、両性物質に分類すると表 4-4 のようになる<sup>10)</sup>。Ca や Fe(II)の塩基性酸化物となりうる金属化合物、あるいは Al や Fe(III)のような両性酸化物であるが塩基性の振る舞いをする可能性のある金属化合物は、(4.4)式の反応において酸性酸化物と反応して塩をつくる。 $\text{P}_2\text{O}_5$  は酸性酸化物であるため、Ca や Fe, Al の含有量が増える

表4-4 酸化物の酸塩基性

| 分類         | 酸化物                     | 強度   | 酸塩基性     |
|------------|-------------------------|------|----------|
| 塩基性<br>酸化物 | CaO                     | 139  | 塩基性<br>↑ |
|            | MgO                     | 155  |          |
|            | FeO                     | 157  |          |
| 両性<br>酸化物  | $\text{Fe}_2\text{O}_3$ | 456  | ↓        |
|            | $\text{Al}_2\text{O}_3$ | 456  |          |
| 酸性<br>酸化物  | $\text{SiO}_2$          | 777  | 酸性<br>↓  |
|            | $\text{P}_2\text{O}_5$  | 1214 |          |

とそれらの金属と塩をつくりスラグ中に固定化される結果となる。一方  $\text{SiO}_2$  は酸性酸化物であるため(4.4)式の反応においては  $\text{P}_2\text{O}_5$  と競合する形になり、Si 成分の増加は  $\text{P}_2\text{O}_5$  を遊離するように作用し、結果としてリンの揮散を促す。

MgO を添加した実験では、Mg は概ねリンを固定化する傾向を示したものの、Run 9 の H.Mg1/A ではリン揮散作用を示した。X線回折法により H.Mg1/A のスラグの結晶構造を調べたところ、主ピークには  $\text{Mg}(\text{Al,Fe})_2\text{O}_4$  の含鉄スピネル構造が確認された。これは両性酸化物である  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  と  $\text{Al}_2\text{O}_3$  が酸として作用している例である。つまり H.Mg1/A でリンが揮散したのは、H.Mg1/A 以外では塩基として作用していた  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  や  $\text{Al}_2\text{O}_3$  が、H.Mg1/A では酸として作用したためと考えられる。これらの両性酸化物が酸として作用する組成領域を特定するのは実際の汚泥のような様々な元素が混在した複雑な系では極めて困難であるが、様々な系の状態図から判断すると、これらの物質が酸として作用する組成領域は一部に限られており、下水汚泥

の組成領域では  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  や  $\text{Al}_2\text{O}_3$  の両性酸化物は概ね塩基として作用していると考えられる<sup>18)</sup>。

弱還元雰囲気における溶融では、スラグへのリン固定化は被溶融物中元素成分の酸化物の酸塩基性に依存する傾向を示したことから、これらの関係について定量的な検討を行った。下水汚泥の主成分で水処理あるいは汚泥処理方式により含有量が変化するものとして、Ca, Fe, Al, P, Si の5つの元素成分について酸と塩基に分類し、酸と塩基の各元素の物質量の和を各々分母と分子にとり、酸塩基比として以下のように定めた。

$$\text{酸塩基比} = \frac{3 \times \text{Ca} + 2 \times \text{Fe} + \text{Al}}{3 \times \text{P} + 2 \times \text{Si}} (\text{mol/mol}) \cdots \cdots (4.13)$$

なお各元素の係数については、その元素の酸化物の酸塩基強度から計算した。酸塩基強度は、酸素イオン解離エネルギー  $U(\text{MO} \rightarrow \text{M}^{2+} + \text{O}^{2-} + U)$  から、塩基性の強さについて計算した値を用いて算出した。各元素の酸化物の塩基性の強さ(相対値)を表 4-4 に示すが、この値が小さいほど塩基性が強くなる<sup>14), 19)</sup>。(4.13)式はこれらの値について塩基性酸化物については逆数を、酸性酸化物についてはそのままの値を用いて簡単な比に直し、各元素の係数としたものである。なお鉄の係数については  $\text{FeO}$  と  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  の各値の逆数の平均から定めた。

Run 6, Run 7, Run 8 の実験結果について、リン固定化率を酸塩基比に対してプロットすると図 4-15 のようになる。なお比較として、図 4-16 に酸塩基比の各金属の係数を 1 とした  $(\text{Ca} + \text{Fe} + \text{Al})/(\text{P} + \text{Si})$  とリン固定化率の関係を示す。これらを比較すると図 4-15 の方が各点のばらつきが少なくリン固定化率との相関がはっきりと現れており、酸素イオン解離エネルギーから求めた係数が適当であると判断できる。図 4-15 では酸塩基比で 0.7 付近を境として、リン固定化率は急激に変化していることが分かる。

以上のように弱還元雰囲気における溶融では、リン挙動は塩基性成分としての金属化合物、特に Ca, Fe, Al の含有量と酸性成分としての P, Si の含有量比率に大きく影響され、酸塩基性の強さを考慮した方がよりその傾向を説明できることが分かった。

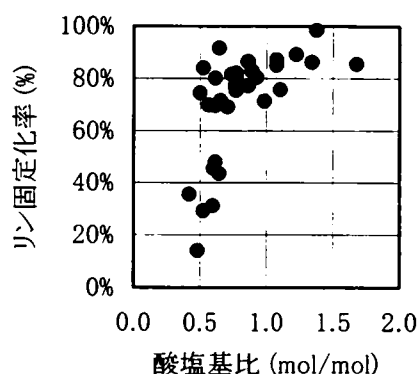


図4-15 るつぼAにより溶融したときのリン固定化率と酸塩基比の関係

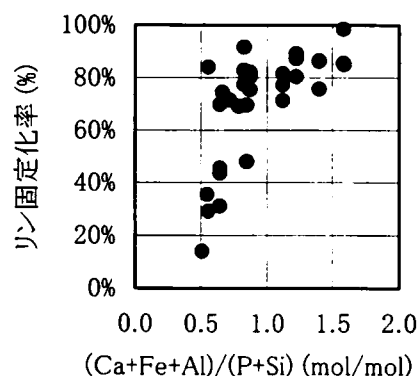


図4-16 るつぼAで溶融したときのリン固定化率と  $(\text{Ca} + \text{Fe} + \text{Al})/(\text{P} + \text{Si})$  比の関係



#### 4-4-5 強還元雰囲気において元素成分割合がリン固定化率に与える影響

るつぼ B での熔融はるつぼ A よりも強い還元雰囲気下で行われ、反応場の酸化還元雰囲気は強還元であったと考えられる。金属試薬添加による影響を見た実験では、Si がリン揮散に作用し、リン固定化に作用したのは Fe のみであった。強還元雰囲気下においては、リンは  $\text{Fe}_3\text{P}$  として金属中に取り込まれる割合が増大し、リンの固定化は(4.9)式による反応の寄与が大きくなる。実験においては、固定化されたリンのうち金属中に取り込まれたリンの割合は最大 76% となった。

これらの事象について、熔融時の還元雰囲気の強度とリン挙動の関係を化学反応の観点から考察する。弱還元雰囲気においては、強還元雰囲気下での反応よりも(4.5)式によりリンが  $\text{P}_4$  として揮散しにくいため、(4.4)式の酸化還元反応の平衡の傾きは緩やかになる。結果的に熔融時のリン固定/揮散の支配は、(4.4)式の酸塩基反応による寄与が大きくなると考えられる。そのため塩基性酸化物または両性酸化物の含有率が多くなるほどリンはスラグ中に固定化され、逆に酸性酸化物の増加はリン揮散を促進する。一方強還元雰囲気においては(4.5)式の反応が速やかに起こりリンは揮散しやすい状況となるため、(4.4)式の平衡が右に大きく傾くことになり、Ca や Fe が(4.4)式の反応抑制因子として作用しにくくなると推測される。しかし同時に(4.8)式の鉄還元反応も起こり、還元された金属鉄は(4.3)式により遊離したリンを(4.9)式に従いリン化鉄として固定するため、被熔融物中に Fe が多いほどリン揮散は抑制される結果となると考えられる。すなわち汚泥熔融におけるリン揮散抑制因子としては、弱還元雰囲気では Ca, Fe, Al 等塩基性酸化物または両性酸化物形成元素がリン揮散を抑制するが、強還元雰囲気では還元生成した金属鉄が遊離したリンをリン化鉄として固定化する寄与が強くなるため、Fe が主にリン揮散抑制に作用することになる。

そこで強還元雰囲気においてリン揮散挙動を予測する指標として、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比を定義した。ここではリン固定化に作用する元素として Fe を、リン揮散に作用する元素として Si と P を取り上げ、以下のように定義した。

$$\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})\text{比} = \frac{\text{Fe}}{\text{P}+\text{Si}} (\text{mol/mol}) \cdots \cdots (4.14)$$

強還元雰囲気においては、リンは複数の反応を経てスラグまたは金属中に固定化され、各元素の寄与割合を決定するのは困難であったため、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比での各元素の係数は 1 とした。

るつぼ B により熔融を行った Run 11 と Run 12 の実験結果について、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比とリン固定化率の関係を図 4-17 に示した。 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比とリン固定化率には強い正の相関が認められ、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比が

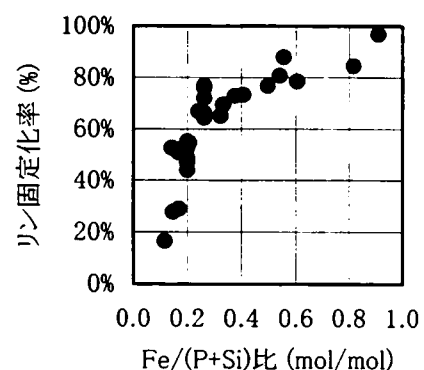


図4-17 るつぼBにより熔融したときのリン固定化率と $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比の関係

0.4 を越えるとリン固定化率は 75%以上となった。つまり供試試料の  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比が高ければ強還元雰囲気でもリン揮散は抑制されることになる。なおるつぼ B を用いることにより A 焼却灰ではリン固定化率が低下したのに対し、H 焼却灰ではリン固定化率低下が見られなかったが、これは H 焼却灰の鉄濃度がもともと高く  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比が比較的高かったため、強還元雰囲気でも高いリン固定化率となったためと説明できる。

以上の結果より、弱還元雰囲気では Ca, Fe, Al がリン固定化に寄与するとした指標が有効であったが、強還元雰囲気においてはリンの固定化には Fe が大きく寄与するとした指標が有効であることが分かる。このことは、実際の熔融炉でのリン挙動制御にはその酸化還元雰囲気に応じた薬剤選択が必要であることを示している。

るつぼ A で特異的な挙動を示した H.Mg1/A について注目すると、るつぼ B では H.Mg1/B のリン固定化率の特異的な低下は見られなかった。X 線回折によりスラグの結晶構造を調べたところ、H.Mg1/B は非結晶質のガラス構造を示し、H.Mg1/A で示したような  $\text{Mg}(\text{Fe},\text{Al})_2\text{O}_4$  の含鉄スピネル構造は確認されなかった。同一組成の試料であれば冷却速度に依存してスラグの結晶性は決まるが、どちらのるつぼを用いた実験でも 4 時間熔融後の冷却方法は同じであり、るつぼ A でガラス構造となった原因は冷却速度の違いによるものではない。そのため結晶構造が変化したのは、強還元雰囲気下での熔融によりスラグから鉄分が遊離し、スラグ組成が変化したためと考えられる。その結果スラグは含鉄スピネル構造をとらなくなり、H.Mg1/B は特異的なリン固定化率の低下を示さなくなったと判断される。

#### 4-5 結語

本章では小型電気炉を用いた基礎実験により、熔融プロセスにおけるリンの挙動解析を試みた。下水汚泥熔融プロセスは、いずれの方式においても汚泥中の無機分を約 1300～1400℃で加熱熔融するという点で、リン鉱石からの乾式リン製造法と共通する部分がある。そのため汚泥熔融においても、乾式リン製造時と同様の化学反応が起っている可能性が高いと考えられる。乾式リン製造において起こる化学反応は、コークスは還元剤として、 $\text{SiO}_2$  は酸として働き、酸塩基反応と酸化還元反応の連続反応と解釈できる。

炭素を添加した実験により、リンの熔融における揮散には還元剤の影響を受けることが明らかとなり、還元度が高まるほどリンの揮散率が上昇することが分かった。焼却灰に各金属試薬を添加した実験の結果、Si がリン揮散に働き、Ca, Fe, Al が固定化に作用する傾向を示した。このことから、Ca, Fe, Al, P, Si の 5 つの元素成分について酸と塩基に分類し、酸と塩基各元素の物質量の和を各々分母と分子にとり、酸塩基比として定義してこれとスラグへのリン固定化率との関係を求めたところ、この酸塩基比において 0.7 付近を境にしてスラグへのリン固定化率は急激に変化し、一定の条件下ではこの指標でリンの挙動を説明できた。

しかし、炭素添加率を上げ還元度を高めるとリン揮散率は上昇する。また、実際に熔融炉においてもコークスベッド炉のようにコークス存在下で熔融する場合にはリン揮散率は高く、還元

度の強さでリンの挙動が変化する。るつぼ実験でも炭素添加率を高める、あるいはるつぼ形状を変え酸素との接触を少なくするとリン揮散率は上昇した。このような強還元雰囲気においては、金属試薬添加による影響を見た実験において、Si がリン揮散に作用し、リン固定化に作用したのは Fe のみであった。そこで強還元雰囲気においてリン揮散挙動を予測する指標として、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比を定義した。この指標とリン固定化率は強い正相関を示し、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比が0.4を越すと75%以上のリン固定化率となった。

このように下水汚泥熔融炉において、その組成とリンの挙動に関してそれを説明する指標を求めたが、熔融時の酸化還元雰囲気により二通りの指標を示さざるを得なかった。その境界を定量化することが今後の課題として残された。

#### 4-6 引用, 参考文献

- 1) 長沢英和, 岡田晃久 : 下水処理における焼却・熔融時のリンの挙動, 環境工学研究フォーラム, Vol.34, p.194-196 (1997)
- 2) 長沢英和, 岡田晃久 : 熔融におけるリンの挙動について, 下水道研究発表会, Vol.35, p.990-992 (1998)
- 3) 杉森伸子 : 熔融処理施設におけるリン収支に関する一考察, 下水道研究発表会, Vol.35, p.957-959 (1998)
- 4) 高橋春城, 金子均 : エース事業における消石灰を用いた高分子汚泥熔融技術改善の一手法, 下水道研究発表会, Vol.32, p.778-780 (1995)
- 5) 三羽宏明, 町田茂 : 熔融処理施設における物質収支の検討, 下水道研究発表会, Vol.37, p.876-878 (2000)
- 6) 岩部秀樹, 小出典宏, 長谷川俊和, 三品文雄 : 下水汚泥の熔融処理におけるリンおよび重金属の挙動, 下水道研究発表会, Vol.34, p.899-901 (1997)
- 7) 岩部秀樹, 長谷川俊和, 小出典宏, 三品文雄 : 大阪南エースセンターにおけるリン収支と返流水リン削減対策について, 環境衛生工学研究, Vol.12, No.3, p.129-134 (1998)
- 8) 三品文雄, 松本崇, 杉森伸子, 岩部秀樹 : 熔融処理施設におけるリン収支と高度処理への対応に関する一考察, 下水道研究発表会, Vol.34, p.896-898 (1997)
- 9) 味埜俊, 松尾友矩, 川上智規 : 活性汚泥のリン組成とリン代謝に関する研究(第1報), 下水道協会誌, Vol.20, No.228, p.28-36 (1983)
- 10) 久保亮五, 長倉三郎, 井口洋夫, 江沢洋 : 理化学辞典, 岩波書店 (1987)
- 11) 堀省一朗, 村上恵一 : リン酸, 誠文堂新光社 (1965)
- 12) 大橋茂 編 : 無機化学全書 IV-6 リン, 丸善 (1965)
- 13) 金沢孝文 : 無機リン化学, 講談社サイエンティフィク (1985)
- 14) 日本化学会 編 : 化学便覧, 丸善 (1993)
- 15) Cotton, F. A., Wilkinson, G., Gaus, P. L : Basic Inorganic Chemistry, John Wiley &

Sons (1987)

- 16) 横川敏雄 : 高温融体の化学, アグネ技術センター (1998)
- 17) 高岡昌輝, 川上寛明, 武田信生, 遠藤正人 : 下水汚泥焼却灰の熔融時における重金属およびリンの挙動, 下水道研究発表会, Vol.33, p.922-924 (1996)
- 18) Levin, E. M., Robbins, C. R., McMurdie, H. F. : Phase Diagrams for Ceramists, The American Ceramic Society (1985)
- 19) 柳沢三郎, 渡辺吉郎, 関道治 : 鉍滓構成成分の酸・塩基の強さの尺度, 日本金属学会誌, Vol.15B, No.10, p.478-482 (1951)



## 第 5 章 汚泥溶融プロセスにおけるリンの挙動と制御因子に関する研究

### 5-1 概説

第 4 章では、溶融プロセスでのリンの挙動に影響を及ぼす因子として、リンと Si そして金属として Fe, Ca, Al を取り上げ、これらの組成によりリンの挙動を予測する指標を提案した。リンの含有量が与条件として定められるのであれば、Si と金属成分の組成を調整することでリンの挙動を制御できる可能性が示された。特に Ca と Fe が重要な役割を果たすことが明らかになった。本章では、実プラントの運転により確認を行うこととした。

大阪南エースセンターにおいて、操作因子として塩基度調整に用いる消石灰を取り上げ、高塩基度とすることで Ca 濃度を高めて酸塩基比を上げることの効果を確認する。

御笠川浄化センターにおいては、同様に消石灰添加率を変化させた場合と、脱水設備で凝集助剤として使われるポリ鉄を添加することにより、酸塩基比あるいは  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比を変化させてリンの挙動との関連を求めた。

これらのことで先に提案した指標の実用性について評価するものとした。

### 5-2 大阪南エースセンターにおけるリン挙動制御

#### 5-2-1 背景および設備概要

大阪南エースセンターでは、近隣の下水処理場からの送泥汚泥を濃縮、脱水、乾燥、溶融方式により集約処理を行っている。しかし近年エースセンターの規模拡大に伴い、隣接する下水処理場へ返流される返流水リン濃度の上昇が認められるようになり、そのリン負荷削減対策が必要になってきた。そこで汚泥溶融炉周りのリン収支の実態を把握するために、平成 8 年 7 ～ 8 月にかけて 3 系汚泥溶融炉周りのリン収支調査を行った。この調査の内容は 2-4 節で詳細に述べており、また 3 系汚泥溶融設備のフローも既に図 2-7 で示してあるが、溶融炉に投入された汚泥中のリンは 75% がスラグに、4% がボイラダストに移行し、ボイラ以降の排煙処理塔と湿式電気集塵機(湿式 EP)では合計 14% のリンが移行している結果となった(不明分 8%)。洗煙排水では特に酸化槽排水と湿式 EP 排水で高い移行率を示したが、これらの排水はそのまま場外へ排出されており、返流水リン負荷上昇の一因となっていることが明らかになった。そこで洗煙排水のリン負荷削減対策として、溶融炉でのスラグへのリン固定化率を向上させる方法が対策案の一つとして考えられた。

#### 5-2-2 調査方法

スラグへのリン固定化率を高めるための試みとして通常よりも高い塩基度で溶融を行うこととし、このときの溶融炉周りのリン収支を調査した。調査方法は 2-4 節で述べた前回調査と基本

表 5-1 大阪南エースセンターリン収支調査対象と分析項目

|      | 固形分  | 用排水  |
|------|--|--|
| 対象   | 脱水汚泥(消石灰添加前)<br>乾燥汚泥<br>(乾燥機後の消石灰添加前)<br>スラグ<br>ボイラダスト<br>乾式 EP ダスト            | 下水処理水(砂ろ過水)<br>場内返流水処理水<br>スラグピット排水<br>排煙処理塔冷却排水<br>排煙処理塔酸化槽排水<br>湿式 EP 排水 |
| 分析項目 | 含水率<br>強熱減量<br>P 含有率<br>各種元素含有率 : Si, Ca, Fe, Al,<br>Mg (Na, K, Cl, S, Zn, Pb) | pH<br>SS<br>T-P<br>PO <sub>4</sub> -P                                      |

※固形分分析項目でカッコ内の元素は一部分析しなかった

的に同じであるが、排煙処理で乾式電気集塵機(乾式 EP)を運転していたため、乾式 EP ダストも採取した。また乾燥スクラバ排水はリン濃度が低く、熔融炉周りの収支に直接影響を及ぼさないため、今回調査対象から外した。調査は平成 9 年 6 月に 3 日間行った。

今回の収支調査の調査対象とそれらの分析項目について、表 5-1 に示す。なお分析は下水試験法に準じて行った。

### 5-2-3 調査結果

固形分の分析結果を表 5-2 に示す。脱水汚泥平均処理量は 186 t/日(43 t-ds/日)で、塩基度は 0.36 であった。脱水汚泥中の金属成分は、Fe のみが平成 8 年 7 ～ 8 月に行った前回調査よりも 2 割強低い含有率となった以外は、ほぼ同じ性状であった。乾燥機前後で消石灰が添加されて熔融炉に入る時点で塩基度は 1.46 となり、このときの酸塩基比は 1.60、Fe/(P+Si)比は

表5-2 大阪南エースセンター 固形分分析結果

|                  |       | 脱水汚泥   | 乾燥汚泥   | スラグ     | ボイラダスト  |
|------------------|-------|--------|--------|---------|---------|
| 含水率              | %     | 76.9%  | 21.3%  | 4.1%    | 0.3%    |
| 強熱減量             | %     | 80.3%  | 74.9%  | 0.2%    | 0.5%    |
| P                | mg/kg | 15,900 | 16,600 | 55,100  | 141,000 |
| SiO <sub>2</sub> | mg/kg | 57,700 | 60,700 | 278,000 | 119,000 |
| Ca               | mg/kg | 15,000 | 38,800 | 258,000 | 153,000 |
| Fe               | mg/kg | 17,200 | 17,500 | 63,600  | 33,400  |
| Al               | mg/kg | 12,300 | 12,700 | 69,000  | 19,100  |
| Mg               | mg/kg | 2,410  | 2,830  | 14,300  | 5,830   |
| Na               | mg/kg |        | 1,660  | 8,010   |         |
| K                | mg/kg |        | 2,170  | 7,430   |         |
| Cl               | mg/kg |        | 1,490  | 130     |         |
| S                | mg/kg |        | 10,800 | 3,750   |         |
| Zn               | mg/kg |        | 3,470  | 310     | 78,400  |
| Pb               | mg/kg |        | 230    | <1      | 5,410   |
| 塩基度              |       | 0.36   | 0.89   |         |         |
| 酸塩基比             |       | 0.63   | 1.10   |         |         |
| Fe/(P+Si)比       |       | 0.21   | 0.20   |         |         |

0.20 となった。なお前回調査の溶融炉投入汚泥の酸塩基比は 1.34、Fe/(P+Si)比は 0.24 であった。

この調査では通常よりも高い塩基度で溶融炉を運転したが、乾燥機、溶融炉、排ガス処理設備のいずれも良好な運転状況であった。溶融炉主燃焼室温度は 1394℃と、前回調査での同温度 1319℃より高い温度となり、塩基度が通常より高くなったことにより融点が上昇したものと考えられる。

溶融炉周りのリン収支を図 5-1 に示す。収支は溶融炉投入汚泥中のリンの量を 100 %として表している。溶融炉投入汚泥中の 705 kg-P/日のリンのうち、93%がスラグに、2%がボイラダストに、6%が乾式 EP ダストに移行する結果となった。排煙処理塔と湿式 EP では合計 3%、20 kg-P/日のリンが移行し、前回調査で高いリン移行率を示した酸化槽排水と湿式 EP 排水でもリン移行率は非常に低くなった。なお収支としては 5 %のリンが余る結果となった。スラグへのリン固定化率は収支上の過不足分を考慮しても 90%前後の値になり、前回調査のスラグへのリン固定化率 75%に収支上の不明分 8%を上乗せした値よりも高い値となる。

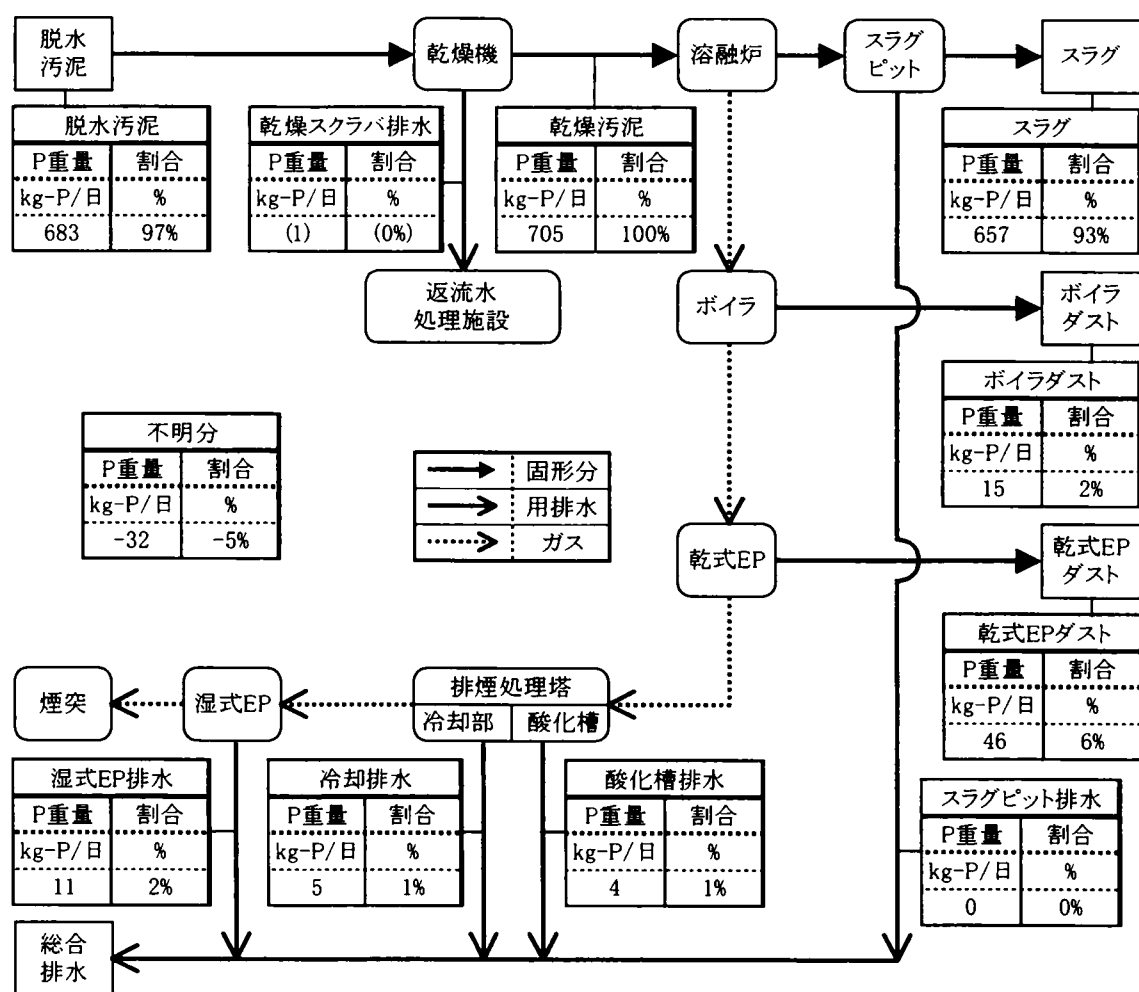


図5-1 高塩基度運転時の大阪南エースセンター溶融炉周りリン収支



溶融炉周りの排水および用水の性状を表 5-3 に示す。各排水の用水は、スラグピットが下水処理水(砂ろ過水)が用いられている以外は、場内の返流水処理水が用いられている。今回の調査では、溶融炉投入汚泥の塩基度が上がったこと、乾式 EP の運転により排ガス中のダストとそれに由来する SS 性のリンが除去されたことにより、洗煙排水中のリン負荷は前回調査と比較して大きく減少する結果となった。隣接する下水処理場へ返流される排煙処理塔排水と湿式 EP 排水中のリン(溶融処理によりこれらの排水へ移行したリンと用水中のリンを足したリンの量)は 49 kg-P/日と前回調査 130 kg-P/日の半以下となり、排煙処理塔酸化槽排水と湿式 EP 排水の  $\text{PO}_4\text{-P}$  / T-P 比も約 60 %と不溶性リンの割合が大きく減少した。

表5-3 大阪南エースセンター

高塩基度運転時の溶融炉周り用排水性状

|             | 水量                    | SS    | T-P    | $\text{PO}_4\text{-P}$ |
|-------------|-----------------------|-------|--------|------------------------|
|             | $\text{m}^3/\text{日}$ | mg/L  | mg-P/L | mg-P/L                 |
| 排水          |                       |       |        |                        |
| スラグピット排水    | 393                   | 14    | 7      | 5                      |
| 排煙処理塔酸化槽排水  | 111                   | 1,799 | 43     | 26                     |
| 排煙処理塔冷却排水   | 3,075                 | 12    | 9      | 8                      |
| 湿式EP排水      | 270                   | 131   | 52     | 30                     |
| 用水          |                       |       |        |                        |
| 下水処理水(砂ろ過水) |                       | 4     | 6      | 6                      |
| 返流水処理水      |                       | 13    | 7      | 7                      |

### 5-3 御笠川浄化センターにおけるリン挙動制御

#### 5-3-1 背景および設備概要

福岡県御笠川浄化センター汚泥溶融設備は平成 9 年 4 月から供用を開始した。しかし供用開始から半年後の平成 9 年 9 月頃から、溶融炉でのリン揮散が原因と思われる排ガス処理工程でのダスト付着、堆積の問題が起り、長期連続運転に支障を来した。

御笠川浄化センターの脱水以降、溶融処理工程のフローを図 5-2 に示す。水処理ではリン除去対策の高度処理が採用されており、ここで発生した汚泥は、濃縮、消化を経て脱水機へ送られる。脱水はベルトプレス型または遠心脱水機によって行われ、ここでの薬注設備は二液

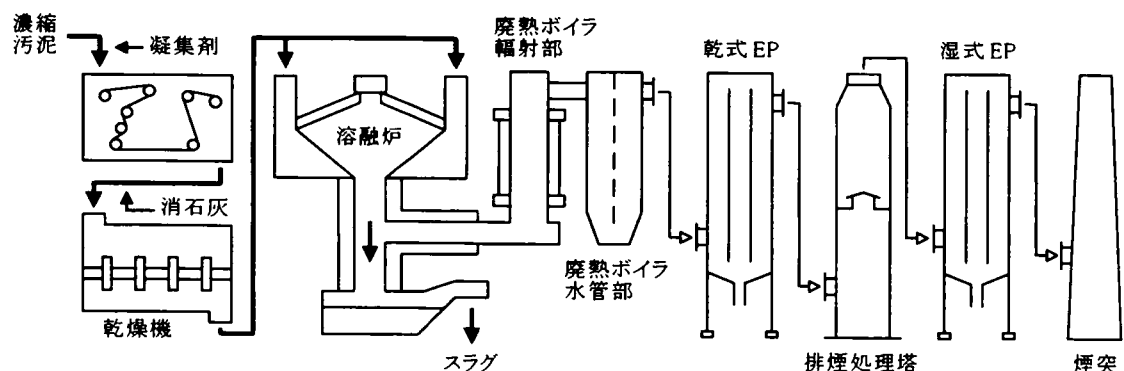


図 5-2 御笠川浄化センター 脱水～溶融～排ガス処理フロー

薬注できるようになっている。脱水された汚泥は乾燥、溶融を経て最終的にスラグとなる。溶融炉（表面溶融方式）の汚泥処理能力は 20 t-ds/日（最大 24 t-ds/日）で、乾燥機前で消石灰が添加されて塩基度調整が行えるようになっている。排ガスは廃熱ボイラ（輻射部－水管部）、乾式電気集塵機、排煙処理塔、湿式電気集塵機を通り煙突から排出される。

排ガス処理工程でのダスト付着、堆積が起こったのは、煙道、廃熱ボイラ輻射部－水管部連結ダクトや廃熱ボイラ水管部で、この時の廃熱ボイラ水管部でのダスト堆積の様子を図 5-3 に写真で示す。水管部の管の間にダストが詰まり、排ガス経路が閉塞しているのが見て取れる。ボイラダストも粘着性を帯びることがあり、こ

のときのダストを分析したところリン濃度は 23.2%( $P_2O_5$  として 53.2%)と高い値を示した。ダスト堆積はリンの揮散が原因と考えられ、スラグへのリン固定化率を向上させる必要性が出てきた。



図 5-3 廃熱ボイラ水管部での  
ダスト堆積による閉塞状況  
(上：ダスト堆積時、下：ダスト非堆積時)

### 5-3-2 調査方法

スラグへのリン固定化率向上およびボイラダスト性状安定化を目的として、汚泥への Ca 分あるいは Fe 分の添加による解決を試みた。Ca は塩基度調整の消石灰添加率を高めることにより、Fe は脱水助剤としてポリ

硫酸第二鉄（ポリ鉄）を使用することにより、各々の元素の含有割合を高めた。各薬剤の添加時期は表 5-4 に示す通りで、消石灰添加率を高めた運転は平成 10 年 3 月に、ポリ鉄を添加した運転は平成 10 年 4 月から行った。なおボ

表 5-4 御笠川浄化センター 運転履歴

| 汚泥性状           | 運転期間   | 塩基度*1   | ポリ鉄添加率*2    |
|----------------|--------|---------|-------------|
| ポリ鉄無添加         | ～H10.2 | 0.6～1.1 | 概ね 0%       |
| ポリ鉄無添加<br>高塩基度 | H10.3  | 1.3～1.6 | 0%          |
| ポリ鉄添加          | H10.4  | 0.6     | 0%, 7～8% *3 |
|                | H10.5  | 0.6     | 7～8%        |
|                | H10.6～ | 0.4～0.7 | 4～7%        |

\*1：溶融炉投入汚泥の塩基度

\*2：単位は% (wt-Fe/wt-汚泥ds)

\*3：H10.4は調整運転としてポリ鉄無添加汚泥も溶融した

表 5-5 御笠川浄化センター 溶融時のリン挙動調査対象と分析項目

|      | 固形分   |
|------|---|
| 対象   | 乾燥汚泥<br>スラグ<br>ボイラダスト   |
| 分析項目 | 含水率<br>強熱減量<br>P 含有率<br>各種元素含有率 : Si, Ca, Fe, Al, Mg<br>蛍光 X 線による組成分析 (ボイラダストのみ平成 9 年 4 月に測定) |

リ鉄添加運転当初の 4 月は、ホッパに貯留されていたそれ以前のポリ鉄無添加の汚泥を随時溶融したため、溶融炉の運転状況は一定とはならなかった。

調査では、スラグへのリン固定化率を概ね月に 1 回のペースで測定し、併せてボイラダスト外観性状の確認および組成分析を行った。調査対象と分析項目について、表 5-5 に示す。分析は、蛍光 X 線による組

成分析を除き、下水試験法に準じた。蛍光 X 線による組成分析は、ポリ鉄添加運転の初期に、ダスト性状変化の観測の一環として行った。

### 5-3-3 調査結果

各運転での乾燥(溶融炉投入)汚泥、スラグ、ボイラダストの分析結果を表 5-6 に示す。ポリ鉄無添加およびポリ鉄無添加高塩基度運転での分析値は代表的な値が示されており、ポリ鉄無添加の分析値は特にダスト性状が悪化したときの値である。またポリ鉄添加運転時の分析値は、平成 10 年 6 月から 10

表5-6 御笠川浄化センター 乾燥汚泥、スラグ、ダスト分析結果

|            |                  |       | ポリ鉄<br>無添加 | ポリ鉄無添加<br>高塩基度 | ポリ鉄<br>添加 |
|------------|------------------|-------|------------|----------------|-----------|
| 乾燥<br>汚泥   | 含水率              | %     | 29.5%      | 15.4%          | 20.6%     |
|            | 強熱減量             | %     | 66.7%      | 65.7%          | 59.2%     |
|            | P                | mg/kg | 28,500     | 28,000         | 26,800    |
|            | SiO <sub>2</sub> | mg/kg | 78,000     | 66,600         | 83,900    |
|            | Ca               | mg/kg | 34,800     | 73,900         | 30,800    |
|            | Fe               | mg/kg | 14,800     | 17,900         | 57,500    |
|            | Al               | mg/kg | 29,400     | 24,600         | 31,200    |
|            | Mg               | mg/kg | 3,260      | 3,680          | 2,690     |
|            | 塩基度              |       | 0.62       | 1.55           | 0.51      |
|            | 酸塩基比             |       | 0.79       | 1.44           | 1.02      |
| スラグ        | Fe/(P+Si)比       |       | 0.12       | 0.16           | 0.46      |
|            | P                | mg/kg | 46,500     | 52,600         | 66,900    |
|            | SiO <sub>2</sub> | mg/kg | 312,000    | 246,000        | 253,000   |
|            | Ca               | mg/kg | 138,000    | 234,000        | 90,600    |
|            | Fe               | mg/kg | 57,800     | 54,100         | 172,000   |
|            | Al               | mg/kg | 110,000    | 91,700         | 93,500    |
| ボイラ<br>ダスト | Mg               | mg/kg | 18,900     | 15,500         | 12,400    |
|            | P                | mg/kg | 232,000    | 237,000        | 87,600    |
|            | SiO <sub>2</sub> | mg/kg | 132,000    | 91,200         | 194,000   |
|            | Ca               | mg/kg | 79,800     | 95,100         | 76,500    |
|            | Fe               | mg/kg | 40,500     | 21,700         | 129,000   |
|            | Al               | mg/kg | 38,400     | 34,900         | 60,000    |
|            | Mg               | mg/kg | 6,880      | 5,720          | 7,190     |

月までの7回のサンプリングの平均である。図5-4には、平成10年2月から10月までのリン固定化率の変化を示す。リン固定化率は以下の式により算出し、乾燥汚泥とスラグのリン含有量は図5-4の各日付の分析データを用い、乾燥汚泥処理量およびスラグ発生量は図5-4の日付の前後2日を合わせた5日間の汚泥処理データを用いた。

$$\text{リン固定化率(\%)} = \frac{\text{スラグ生成量(t-ds/日)}}{\text{乾燥汚泥処理量(t-ds/日)}} \times \frac{\text{スラグP含有率(mg/kg)}}{\text{乾燥汚泥P含有率(mg/kg)}} \times 100 \quad \dots\dots (4.15)$$

表5-6に示した乾燥汚泥性状を見ると、高分子凝集剤による調質を行った脱水汚泥の塩基度は0.2～0.5程度であり、これを消石灰添加による塩基度調整で、ポリ鉄無添加運転では塩基度は0.6～1.1として熔融設備の運転を行っていた。これに対して消石灰添加率を高めた高塩基度運転時は、熔融炉投入汚泥の塩基度は1.3～1.6となった。乾燥汚泥の分析値は、

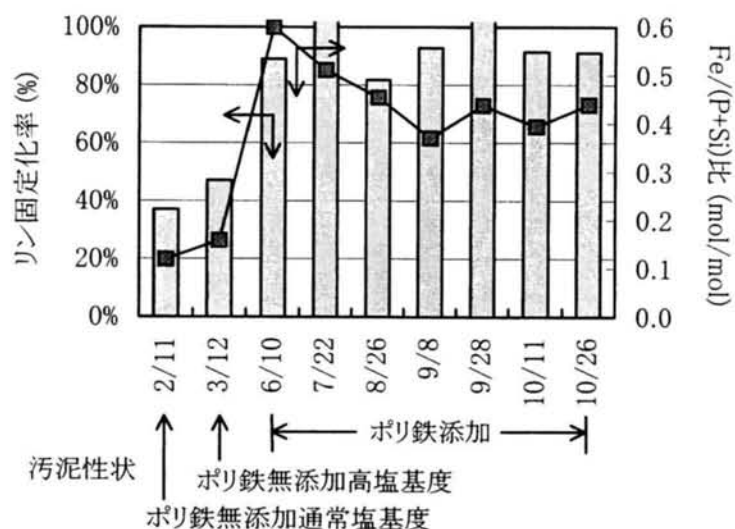


図5-4 御笠川浄化センター汚泥熔融炉でのリン固定化率とFe/(P+Si)比の変化

Caが消石灰添加により2倍以上の含有率となったほかは、原汚泥の性状のばらつきを考慮すると目立った変動は見られなかった。

その結果、ポリ鉄無添加高塩基度でのリン固定化率は47%と、塩基度が低い場合のリン固定化率37%よりわずかに上昇したものの、塩基度を高くした効果は小さいものであった。熔融炉に投入された汚泥中のリンの半分以上が揮散した計算となり、ボイラダスト中のリン含有率は塩基度に関わらず22～23%(P<sub>2</sub>O<sub>5</sub>として51～54%)と高い値を示した。またボイラダスト性状も粘着性の高いものとなり、塩基度向上によるリン揮散抑制効果はなかったと考えられる。

高塩基度での熔融設備の運転は、最短で運転開始11日で廃熱ボイラ水管部でのダスト堆積による閉塞が起こった。また調査時の主燃焼室温度は1300～1350℃で、全体的に運転は不安定であった。

平成10年4月以降、脱水助剤としてポリ硫酸第二鉄(ポリ鉄)を使用し、高分子凝集剤との二液薬注により脱水した後、熔融処理を行った。当初は濃縮汚泥ds当たりFeとして7～8%のポリ鉄添加率としたが、6月以降はほぼ6%以下の添加率とし、最終的には10月の時点ではポ

リ鉄添加率を4%まで下げた。この結果、強還元雰囲気におけるリン制御指標である  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比は、ポリ鉄添加前で0.1～0.2であったものが、ポリ鉄添加により概ね0.4以上となった。

乾燥汚泥の塩基度は0.4～0.7で推移し、乾燥汚泥のFe含有率は4.7～7.4%で変化(平均5.75%)し、ポリ鉄を添加しないときと比較して2.8～4.5倍のFe含有率となった。

リン固定化率はポリ鉄添加前で50%以下であったが、ポリ鉄を添加した6月以降は80%以上のリン固定化率となった。ポリ鉄添加率が4%と最も低かった10月においても、リン固定化率は90%以上を維持した。ポリ鉄添加前後でのボイラダスト分析値を比較すると、ポリ鉄添加前のリン含有率は23.2%であったが、ポリ鉄添加後はリン含有率は6.1～11.2%で推移、平均で8.8%とポリ鉄添加前の半分以下のリン含有率となった。ダスト外観も粘着性の低いさらさらの性状となり、ポリ鉄添加によりリン揮散が抑制された結果、ダスト性状が改善されたと判断される。

ダスト性状の変化について、ポリ鉄添加の有無による煙道付着ダスト元素組成の変化を、図5-5に示す。分析は蛍光X線により行った。平成10年4月初旬はポリ鉄無添加の汚泥を溶融していたが、このときはダスト中のリンは $\text{P}_2\text{O}_5$ として約50%あった。4月中旬からポリ鉄添加汚泥の溶融を開始してすぐに、ダスト $\text{P}_2\text{O}_5$ 割合は14～15%に減少し、4

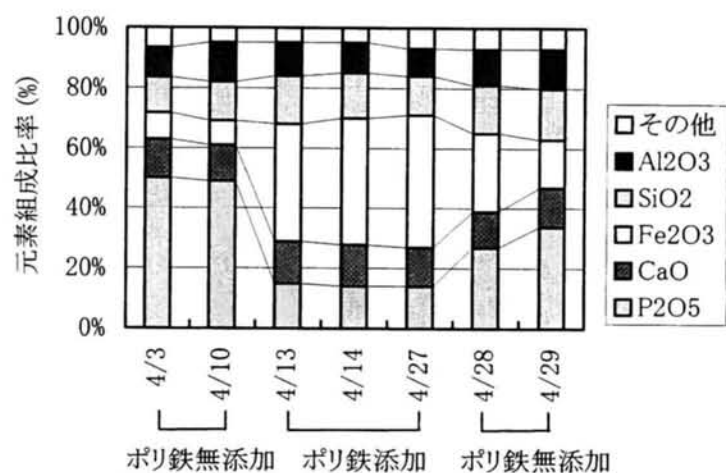


図5-5 ポリ鉄添加の有無による  
煙道付着ダスト元素組成の変化

月下旬から再びポリ鉄無添加汚泥の溶融に戻すとダスト $\text{P}_2\text{O}_5$ 割合は増加し始め、ポリ鉄停止3日後で $\text{P}_2\text{O}_5$ 割合は34%となった。ポリ鉄添加によるリン揮散抑制効果は添加後速やかに効果が現れ、ダスト性状は溶融炉に投入される汚泥性状に非常に敏感に依存することが分かる。

以上、脱水助剤としてポリ鉄を添加した結果、問題となっていたボイラでのダスト堆積に伴う閉塞も起こらず、溶融炉の長期安定運転が可能となった。実際の運転実績としては、3ヶ月ごとの定期点検以外に溶融設備を停止することがなくなり、定期点検時にボイラ内部を点検したときもダスト堆積はほとんど起こっていないことが確認された。

溶融状態については、主燃焼室温度が1250～1300℃と比較的低い溶融温度で安定し、汚泥成分変化による融点上昇は見られなかった。

#### 5-4 考察

大阪南エースセンターのリン収支調査では、塩基度調整のための消石灰添加率を上げるこ

とにより、収支上の過不足を勘案したスラグへのリン固定化率は 75～80%程度から 90%前後に向上する結果となった。一方御笠川浄化センターでの実証試験では、消石灰添加率を上げることによるリン固定化効果は小さかったが、脱水助剤としてポリ鉄を添加することによりリン固定化率は大幅な向上を示した。そこでこれらの結果について、リン固定/揮散の指標である酸塩基比と  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比の観点からリン固定化効果について検証する。

大阪南エースセンターのリン収支調査について、高塩基度で運転した

表5-7 大阪南エースセンター 通常塩基度と高塩基度運転時のリン収支と熔融炉投入汚泥性状の比較

|                                    |       | 通常<br>運転 | 高塩基度<br>運転 |
|------------------------------------|-------|----------|------------|
| リン収支                               |       |          |            |
| スラグ                                | %     | 75%      | 93%        |
| ボイラダスト                             | %     | 4%       | 2%         |
| 乾式EPダスト                            | %     | —        | 6%         |
| スラグピット排水                           | %     | 0%       | 0%         |
| 酸化槽排水                              | %     | 4%       | 1%         |
| 冷却排水                               | %     | 1%       | 1%         |
| 湿式EP排水                             | %     | 8%       | 2%         |
| 不明分                                | %     | 8%       | -5%        |
| 熔融炉投入汚泥性状                          |       |          |            |
| リン濃度                               | mg/kg | 18,700   | 16,600     |
| 塩基度                                |       | 1.14     | 1.46       |
| 酸塩基比                               |       | 1.34     | 1.60       |
| $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比 |       | 0.24     | 0.20       |

今回調査と通常塩基度で運転した前回調査のリン収支と熔融炉投入汚泥性状の比較を表5-7にまとめる。酸塩基比は、高塩基度の今回調査が 1.60 であるのに対し、通常塩基度の前回調査では 1.34 と、今回調査の方が酸塩基比は高い汚泥性状であった。一方  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比は、今回調査が 0.20 であるのに対し、前回調査では 0.24 と、今回調査の方が  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比はやや低い汚泥性状であった。これは、今回調査の脱水汚泥中の Fe 含有率がもともと低かったためである。

酸塩基比と弱還元雰囲気でのリン固定化率の関係を示した図 4-15 の室内実験の結果から判断すると、両調査の汚泥性状はいずれも弱還元雰囲気ではリンの揮散が起こりにくいことを示しており、リン固定化率は 80%程度以上が見込まれる。一方強還元雰囲気ではリンは揮散しやすい汚泥性状で、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比と強還元雰囲気でのリン固定化率の関係を示した図 4-17 の結果から判断すると、リン固定化率は 50%程度にとどまると予想される。リン収支調査では、いずれの調査もスラグへのリン固定化率は 75%以上であったこと、またリン固定化率は  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比とは正の相関とならなかったが、酸塩基比とは正の相関が見られたことから、大阪南エースセンター3系汚泥熔融炉は比較的弱い還元雰囲気と推測され、酸塩基比に従ったリン制御が可能であると考えられる。ただし高塩基度汚泥では熔融温度が上がることを考慮すると、塩基度 1.0 付近の通常塩基度を大幅に越えるような消石灰添加は非現実的であり、通常塩基度でリン固定化率が低くなるような条件では、塩基度調整以外のリン固定化方法を検討する必要がある。

御笠川浄化センターでの実証試験について、ポリ鉄無添加で通常塩基度の場合、ポリ鉄無添加で高塩基度の場合、ポリ鉄を添加した場合の乾燥(熔融炉投入)汚泥性状は表5-6に示してある。ポリ鉄無添加運転の乾燥汚泥では酸塩基比 0.79、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比 0.12 で、弱還元雰

囲気ではリン揮散が起こりやすくなる境界付近の性状、強還元雰囲気では非常にリンが揮散しやすい性状であることが分かる。ポリ鉄無添加高塩基度での乾燥汚泥では、Ca 分の増加により酸塩基比は 1.44 まで増加し、弱還元雰囲気ではリンは揮散しにくい性状となった。しかし  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比は 0.16 とポリ鉄無添加高塩基度運転時と変化なく、強還元雰囲気では依然リンは揮散しやすい性状のままであった。一方ポリ鉄添加時の乾燥汚泥は Fe 分の増加により酸塩基比は平均で 1.02 に、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比は

平均で 0.46 に増加し、還元雰囲気の強さによらずリンは揮散しにくい性状となった。ポリ鉄添加時の  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比は実際は 0.37～0.60 の範囲で変化しており、この範囲内では強還元雰囲気でも 70%以上のリン固定化が期待できると図 4-17 から判断される。図 5-6 には、図 4-17 の室内実験の結果に御笠川浄化センター実証試験でのポリ鉄無添加運転、ポリ鉄無添加高塩基度運転、ポリ鉄添加運転の各場合の結果(平均値)を重ね合わせて示したが、実証試験での結果は室内実験での結果とよい一致を示している。以上の結果、御笠川浄化センター溶融炉では溶融雰囲気は比較的還元力が強いと推測され、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比に従ったリン制御が適当であると判断される。

大阪南エースセンターと御笠川浄化センターの溶融炉はいずれも同じ表面溶融方式であるにも関わらず、溶融時の酸化還元雰囲気が異なることを示唆する結果となったが、この点についての原因はまだ分かっていない。そのため実際の溶融炉の運転を想定した場合には、炉内雰囲気が強還元条件であることを前提に、鉄塩添加によりリン揮散抑制を試みるのがより安全である。図 5-7 には、表 5-2 に示した大阪南エースセンターの脱水汚泥(塩基度未調整)と表 5-6 に示した御笠川浄化センターの乾燥汚泥(塩基度調整済)について、Fe 濃度のみを変化させた場合の酸塩基比と  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比の関係を示した。溶融炉を安定して運転できる酸塩基比と  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比を各々 0.7 以上と 0.4 以上と設定すると、いずれの処理場汚泥でも  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比が 0.4 以上となれば酸塩基比は 0.7 以上を満たしていることが分かる。すなわち  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比をリン揮散抑制の指標として用いれば、還元雰囲気強度によらず溶融炉の安定運転が可能となる。溶融時の酸化還元雰囲気は溶融方式や被溶融物の性状(すなわち汚泥か焼却灰か)に依存するものと考えられるが、それ以外の影

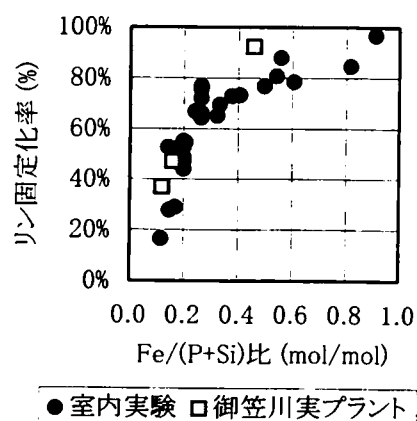


図5-6 御笠川浄化センター実プラントにおけるリン固定化率と $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比の関係

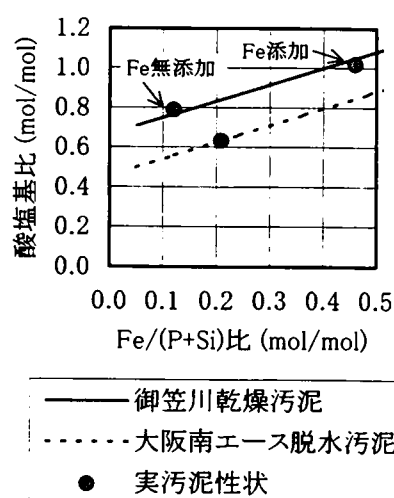


図5-7 酸塩基比と $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比の関係

響因子の把握、それら各因子と酸化還元強度の関係についての定量化、また酸化還元強度と酸塩基比および  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比との正確な関連付けについての検討が今後必要である。

## 5-5 結語

本章では2ヶ所の溶融実プラントにおいて基礎実験で得られた知見を検証し、リンの挙動制御について検証した。

大阪南エースセンターでは、第2章での調査時には酸塩基比が1.34であったが、ここでは消石灰による塩基度調整により、これを1.60として高い塩基度で運転を実施した。その結果、スラグへのリン固定化率は93%に上昇し、洗煙排水中のリン負荷量も1/2以下と大幅に減少して効果が認められた。溶融雰囲気還元度が弱く、酸塩基比での説明が妥当な領域であったと言える。このときの溶融炉投入汚泥の塩基度は1.46と通常管理指標である1.0より高く、融点が増加することで溶融炉主燃焼室温度を高めた運転となった。したがって、長期の安定運転を行うためには消石灰以外の酸塩基比調整剤が望ましいと言える。

御笠川浄化センターでは、消石灰による塩基度調整と汚泥脱水プロセスにおけるポリ鉄添加による調整を比較した。溶融炉投入汚泥の塩基度を通常0.6～1.1に対して、1.3～1.6と高めに設定した運転では酸塩基比は0.79から1.44に上昇した。このとき、スラグへのリン固定化率は37%から47%とわずかに上がったが、半分以上のリンが排ガスへ移行し、粘着性の高いボイラダストが検出され、安定運転を確保する目標を達成できなかった。次に脱水助剤としてポリ鉄を使用し4～8%-Fe/dsの添加により、酸塩基比は1.02、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比は0.12から0.46と上げた運転となった。この場合にはスラグへのリン固定化率は80%以上に向上し、ダスト性状も粘着性が低い性状へと改善され長期安定運転が可能となった。また、溶融炉運転温度も変化が見られなかったことから、鉄塩添加による $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比の上昇が有効な手段であったことが証明された。さらに脱水分離液の $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度も低下して返流水の水質改善への効果も見られた。

実プラントの溶融炉を用いた検証で、消石灰が有効な場合、鉄塩添加が有効な場合があった。これは溶融炉内の還元度が異なることによるものと推定されるが、この酸化還元雰囲気定量化、これと酸塩基比、 $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比との正確な関連づけについては今後の検討が必要である。





## 第6章 汚泥溶融プラントを含む下水汚泥集約処理施設における リン収支モデルとシミュレーションによる評価

### 6-1 概説

これまで水処理から発生する汚泥からのリンの溶出、汚泥溶融プロセスにおけるリンの挙動に関して実験的検証を行ってきた。本章ではこれらから得た知見をもとに、汚泥溶融プラントを含む下水汚泥集約処理施設をモデルとして、その中でのリンの挙動を把握するためのモデルを作成し、それをもとに施設の安定運転、排水、大気、固形物などリンの環境への排出分配量、それらを制御するための操作・運転因子との関係を検証し、あわせてそれらの経済性を検討する。

ここで想定する下水汚泥集約処理システムのブロックフローを図6-1に示す。複数の下水処理場から発生汚泥を送泥し、その汚泥を貯留し、濃縮、脱水した後、乾燥を含む溶融プロセスでスラグ化する。集約処理システム内で使用する用水は、近隣の下水処理場からの二次処理水を受けてろ過処理をして使用するほか、発生した排水を系内で処理をした後、一部再利用する。排水は濃縮、脱水プロセスからの分離水は返流水処理を行って、近隣の下水処理場に戻される。また、溶融プロセスでは、乾燥機からのスクラバー排水は有機物、窒素が多く含まれるため、返流水処理を行うが、溶融炉周りの排水は直接、下水処理場に戻すシステムとする。これらの考え方は大阪南エースセンターのシステムに準じたものである。詳細システムについては本論内で詳述する。

主要プロセスにおけるリンに関わる主な影響因子と各プロセスがアウトプットとして次工程に影響を与える因子を表6-1に示す。これら影響因子を勘案し、各プロセスにおけるリンの挙動を数値モデルとして表現して、各ユニットプロセスをつなぎ合わせることで全体システムを構成する。その中での物質収支を計算することにより、リンの挙動をシミュレートし、そこでの施設の安定運転、大気、排水へのリンの放出の抑制、経済性の観点から結果を評価するものとする。

シミュレーションの主な観点は以下の通りである。

- ① 下水処理方式が標準法から窒素、リン対応の高度処理に移行することによる下水汚泥集約処理施設内でのリンの挙動変化。
- ② 現在実施されている送泥時の臭気対策としての鉄塩添加、および溶融炉安定運転のための塩基度調整剤が、下水汚泥集約処理施設内でのリン挙動に与える影響。
- ③ 下水汚泥集約処理施設において、汚泥中のリンを溶融プロセスで排ガスに揮散させず溶融スラグに取り込み固定化することで、溶融システムの安定運転を行うこと、およびシステムの総合排水からのリン排出負荷量を削減すること、そしてこの二つの視点から系内の物質収支を検討し、実験的検討および実炉での実証により明らかになった鉄塩添加の有効性を判断するため、その添加場所、添加率を検討する。

- ④ 以上の結果を踏まえ、下水処理、および汚泥溶融炉を含む下水汚泥集約処理施設における凝集剤など金属塩添加がシステムに与える効果と影響について、経済性を含めた評価を行う。

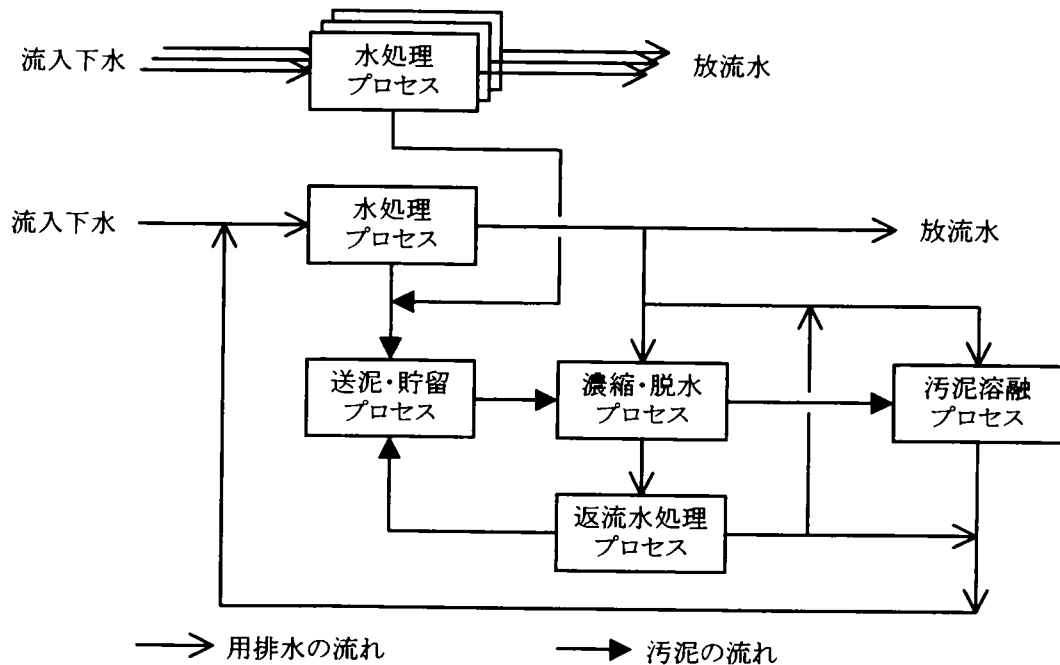


図 6-1 シミュレーションで想定した下水汚泥集約処理ブロックフロー

表 6-1 リンの挙動に関わる影響因子

|               | リンに関わる特性  | 主な影響因子,<br>パラメータ                                      | Out put                            |
|---------------|---|---|------------------------------------|
| 水処理<br>プロセス   | <ul style="list-style-type: none"> <li>・初沈汚泥、余剰汚泥の発生</li> <li>・下水から汚泥へのリンの移行</li> </ul> | 原水水質/処理水質/<br>汚泥発生率/含有金属<br>量/汚泥中のリン存在<br>形態/凝集剤添加    | 初沈、余剰汚泥発生量<br>/リン含有率と形態            |
| 送泥・貯留<br>プロセス | <ul style="list-style-type: none"> <li>・汚泥からのリンの溶出</li> <li>・硫化水素の発生</li> </ul>         | 汚泥性状/水温/送泥・<br>貯留時間/リン存在形<br>態/リン含有量/金属塩<br>含有量/凝集剤添加 | 液相へのリン溶出量                          |
| 濃縮・脱水<br>プロセス | <ul style="list-style-type: none"> <li>・汚泥含水率</li> <li>・分離水の発生</li> </ul>               | 凝集剤添加   | 汚泥・分離水中のリン<br>濃度/汚泥量/汚泥中<br>の金属塩濃度 |
| 汚泥溶融<br>プロセス  | <ul style="list-style-type: none"> <li>・スラグ・排ガス・排水中<br/>へのリンの分配</li> </ul>              | 塩基度/無機物組成/<br>溶融雰囲気/排ガス処<br>理装置構成                     | スラグ・ダスト・排水・大<br>気へのリン移行量/          |
| 返流水処理<br>プロセス | <ul style="list-style-type: none"> <li>・排水からの BOD・SS・<br/>リン・窒素などの除去</li> </ul>         | 排水量/排水水質/プロ<br>セス構成/                                  | 返流水処理水質/汚泥<br>発生量/                 |

## 6-2 リン収支モデルの構築

### 6-2-1 汚泥からのリン溶出モデル

水処理により発生した汚泥を送泥管を通じて集約処理施設に送る送泥プロセス、あるいは送泥された汚泥を一時貯留しておく貯留プロセスにおいては、嫌気状態下および有機酸などの有機物の存在下で、水処理により汚泥中に取り込まれたリンが溶出する。そこで送泥プロセスにおける汚泥からのリンの溶出、すなわち固形性リンの溶解性リンへの変換について、モデルを作成することとする。

#### (1) 72 時間後のリン溶出量の予測

送泥方式は初沈汚泥と余剰汚泥との混合物(混合汚泥)が送られるものとし、混合汚泥からのリンの溶出についてはその経時変化の実測の一例を図 6-2 に示した。リン溶出は初期数時間では速やかに起こり、その後は緩やかなリン溶出となる。送泥プロセスと引き続く濃縮プロセス前の汚泥貯留プロセスにおいて、混合汚泥が嫌気状態でおかれるのは送泥管の最長距離が 18.3 km で、管内流速を 1 m/s として 5.1 時間、送泥側、中継ポンプ場、受入側の各貯留槽合わせて平均貯留時間を 6 時間とすると、30 時間程度であり、すべてを合わせてもせいぜい 72 時間以内である。汚泥からのリン溶出をみた実験では、この時間内でのリンの溶出は主に低分子ポリリン酸を表す画分 2 と高分子ポリリン酸やその他生物構成リンを表す画分 3 から起こる結果となった。一方リン溶出抑制因子としては、リン酸と不溶性の金属塩を生成しうる金属類となる。これらの結果の詳細は第 3 章で述べているが、72 時間後のリン溶出量は、低分子ポリリン酸および高分子ポリリン酸を含む形態画分 2 と 3 の含有量 ( $P(P2)_{ms} + P(P3)_{ms}$ )、およびリンと不溶な塩を生成する金属量 ( $T-Me_{0c}$ ) との関係に依存し、その結果を図 6-3 に示す。このとき金属量は、送泥汚泥中のカルシウム、鉄、アルミニウム、マグネシウムの総和を表す。なお汚泥中に金属量が多い場合、画分 2, 3 の減少分が金属リン酸塩の画分 1 の増加分となり、見かけ上リン溶出量が減少することになるため、画分 1 の増加分を負の溶出量として計上し、結果的に図 6-3 において  $PO_4-P$  濃度がマイナスとなる場合が生じた。以上の結果、72 時間後の  $PO_4-P$

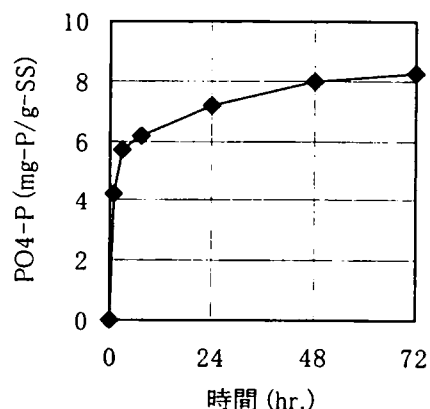


図 6-2 リン溶出経時変化の一例

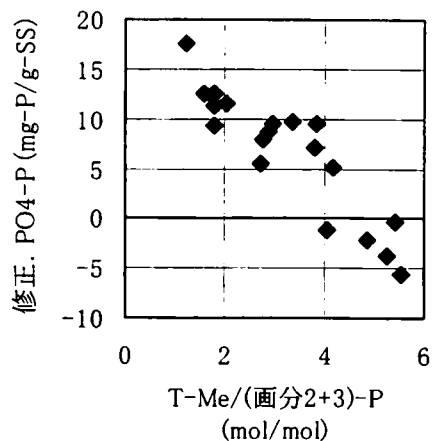


図 6-3 72 時間後のリン溶出量の初期汚泥性状  
(金属と画分 2, 3 のリンの量) 依存性  
(溶出量に画分 1 の増加を考慮)

P 濃度 (画分 1 の増加量を考慮した  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度) と、汚泥中の金属成分と画分 2, 3 との物質  
量比との関係に強い負の相関が見られ、以下のリン溶出ポテンシャル予測式を定義した。な  
お初沈汚泥、余剰汚泥中のリン含有量およびその形態区分は後述の 6-2-4 項で設定する。

$$P(S)_{72} = -4.14 \times \frac{T - \text{Me}_{0c}}{P(P2)_{ms} + P(P3)_{ms}} + 20.0 \quad \dots\dots (6.1)$$

$$(r^2 = 0.829)$$

ただし  $P(S)_{72}$  : 72 時間後の溶出リン濃度 (mg-P/g-SS)

$T - \text{Me}_{0c}$  : 送泥汚泥中の Ca, Fe, Al, Mg 含有率の総和 (mol/g-SS)

$P(P2)_{ms} + P(P3)_{ms}$  : 初期送泥汚泥中の画分 2, 3 のリン含有率 (mol/g-SS)

臭気対策として送泥時に鉄塩を添加する場合は、鉄塩添加率  $A_{0c(Fe)}$  を上記関係式の  $T - \text{Me}_{0c}$  に加算することにより、リンの溶出抑制効果を見積もることができる。この鉄塩添加により  
溶出抑制されたリンは、金属リン酸塩を表す画分 1 として汚泥として不溶化されるものとした。  
なお鉄塩添加による汚泥増加分は、後述の 6-2-2 項で述べた手順に従い、添加した鉄の 3.5  
倍量に相当する汚泥が新たに発生するものとして計算した。

## (2) リン溶出経時変化の予測

リン溶出がほぼ飽和に達すると考えられる 72 時間後の  
 $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度は上記手順により初期汚泥性状から予測可  
能となったが、リン溶出濃度の経時変化は以下の手順  
により求めることとした。

リン溶出経時変化の一例は図 6-2 に示してあるが、初  
期の速やかなリン溶出は、水処理方式の違いによらずど  
の汚泥においてもほぼ同じ傾きの直線的傾向を示し、リ  
ン溶出はほぼ 0 次反応と見なしてよい結果となった。この  
ときの初期リン溶出速度は、実験データより 25℃で 4.6  
mg-P/g-SS/h (余剰汚泥 SS 基準) となり、初期の直線的

なリン溶出は 72 時間後のリン溶出量の約 7 割が溶出するまで起こることから、初期リン溶出は  
(6.2) 式のように溶出予測式を設定した。またそれ以降のリン溶出は、(6.1) 式で算出する 72 時  
間後のリン溶出濃度とその 7 割のリンが溶出する点とを直線で結んだ経時変化をたどると仮定  
して、(6.3) 式のように予測式を設定した。なお図 6-4 には、図 6-2 で示したリン溶出経時変化  
に対し、リン溶出予測式に従い近似した直線を重ね合わせて描いたが、溶出予測関数は実  
際の溶出経時変化とよい一致を示している。

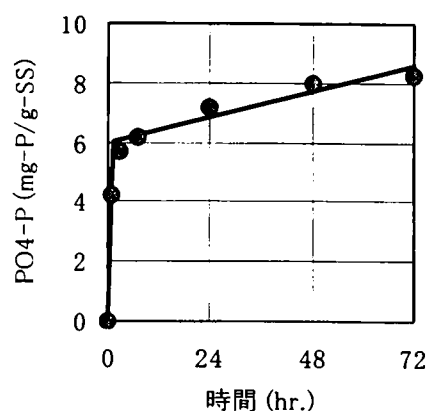


図 6-4 リン溶出経時変化の一例と  
その近似関数

$t < 0.7 \times P(S)_{72} / k_{25}$  のとき

$$P(S)_t = k_{25} \times t \dots\dots (6.2)$$

$t \geq 0.7 \times P(S)_{72} / k_{25}$  のとき

$$P(S)_t = \frac{0.3 \times P(S)_{72}}{72 - 0.7 \times P(S)_{72} / k_{25}} \times (t - 72) + P(S)_{72} \dots\dots (6.3)$$

ただし  $t$  : 送泥時間 (時間)

$P(S)_t$  :  $t$  時間後の溶出リン濃度 (mg-P/g-SS)

$k_{25}$  : 25℃における初期リン溶出速度 (=4.6 mg-P/g-SS/h)

なお溶出時の温度に関しては温度低下によりリン溶出速度は低下し、25℃での初期リン溶出速度 4.6 mg-P/g-SS/h に対し、15℃で行った実験では 3.7 mg-P/g-SS/h となった。シミュレーションでは設定温度は25℃を基本としているが、溶出時の温度の影響を検討する場合は、温度  $T$  における初期リン溶出速度  $k_T$  を 3-5-4 項で示した関係式  $k_T = 4.17 \times 1.02^{(T-20)}$  より算出した。

#### 6-2-2 鉄系凝集剤によるリン不溶化モデル

集約処理施設では、送泥プロセスで汚泥から溶出したリンが原因で、濃縮・脱水プロセスで発生する分離液中のリン濃度が高くなる場合が見られる<sup>1)</sup>。これらの排水を処理する場合、直接隣接する下水処理場へ返流することにより、下水処理場の処理水質の悪化が懸念される。また集約処理施設内で返流水処理する場合には、A2O 法など生物学的脱リン法による処理や鉄やアルミニウム系の無機凝集剤を用いるのが効果的となる。第 3 章では、鉄系凝集剤を送泥汚泥、濃縮汚泥およびそれらの分離液に対し添加する 3 通りのケースについて溶解性リン除去効果を実験的に検討したが、ここではそれらの結果をもとに鉄系凝集剤によるリン不溶化モデルを作成することとする。なお無機凝集剤としてアルミニウム系でなく鉄系の凝集剤を用いることにより、溶融処理におけるスラグへのリン固定化効果が見込まれ、結果として溶融排ガス処理排水中のリン負荷削減効果も期待できる。

モデル作成に当たって鉄系凝集剤の添加対象は、送泥汚泥、濃縮汚泥およびそれらの分離液の 3 点とした。なおこれらは各々濃縮プロセス、脱水プロセスおよび返流水処理の前凝集プロセスで鉄系凝集剤を添加することに相当する。また鉄系凝集剤はポリ硫酸第二鉄(ポリ鉄)を用いた。モデル化では、ポリ鉄添加による溶解性リン除去、pH 変化、中和に必要なアルカリ量および汚泥増加量に関する予測式を決定することとする。

##### (1) ポリ鉄添加による溶解性リン不溶化効果の予測

ポリ鉄添加による  $PO_4$ -P 挙動予測については、図 3-13 の結果より、添加対象ごとに、 $Fe/PO_4$ -P のモル比から  $PO_4$ -P 除去率を予測することが可能であると判断された。図 6-5 には、

送泥汚泥、濃縮汚泥、分離液にポリ鉄を添加した各場合についての結果と、それをもとに設定した近似関数を示した。近似関数はいずれも指数関数により表現し、添加対象による違いは指数部分の係数を変えることで表現した。

送泥汚泥(濃縮プロセス)にポリ鉄を添加する場合

$$[\text{PO}_4 - \text{P除去率}] = 1 - \frac{C_{cs(S-P)}}{C_{0c(S-P)}} = 1 - \exp\left(-0.87 \times \frac{A_{cs(\text{Fe})} / 56}{C_{0c(S-P)} / C_{0c(\text{SS})} / 31}\right) \dots\dots (6.4)$$

ただし  $A_{cs(\text{Fe})}$  : 濃縮プロセスでの Fe 添加率 (mg-Fe/g-SS)  
 $C_{0c(S-P)}$  : 送泥汚泥(濃縮機投入)溶解性リン濃度 (mg-P/L)  
 $C_{0c(\text{SS})}$  : 送泥汚泥 SS 濃度 (mg-SS/L)  
 $C_{cs(S-P)}$  : 濃縮汚泥溶解性リン濃度 (mg-P/L)

濃縮汚泥(脱水プロセス)にポリ鉄を添加する場合

$$[\text{PO}_4 - \text{P除去率}] = 1 - \frac{C_{ds(S-P)}}{C_{cs(S-P)}} = 1 - \exp\left(-0.57 \times \frac{A_{ds(\text{Fe})} / 56}{C_{cs(S-P)} / C_{cs(\text{SS})} / 31}\right) \dots\dots (6.5)$$

ただし  $A_{ds(\text{Fe})}$  : 濃縮プロセスでの Fe 添加率 (mg-Fe/g-SS)  
 $C_{cs(S-P)}$  : 濃縮汚泥(脱水機投入)溶解性リン濃度 (mg-P/L)  
 $C_{cs(\text{SS})}$  : 濃縮汚泥 SS 濃度 (mg-SS/L)  
 $C_{ds(S-P)}$  : 脱水汚泥溶解性リン濃度 (mg-P/L)

分離液(返流水処理前凝集プロセス)にポリ鉄を添加する場合

$$[\text{PO}_4 - \text{P除去率}] = 1 - \frac{C_{po(S-P)}}{C_{0p(S-P)}} = 1 - \exp\left(-1.68 \times \frac{A_{0p(\text{Fe})} / 56}{C_{0p(S-P)} / 31}\right) \dots\dots (6.6)$$

ただし  $A_{0p(\text{Fe})}$  : 前凝集プロセスでの Fe 添加率 (mg-Fe/L)  
 $C_{0p(S-P)}$  : 凝集剤添加前の返流水溶解性リン濃度 (mg-P/L)  
 $C_{po(S-P)}$  : 凝集剤添加後の返流水溶解性リン濃度 (mg-P/L)

## (2) 中和アルカリ量の予測

ポリ鉄添加により酸性になった溶液を pH 6 まで戻すための水酸化ナトリウム量は、図 3-18 に示した結果をもとに予測関数を設定した。図 6-6 には、送泥汚泥、濃縮汚泥、分離液の各場合についての結果と、それもとに設定した近似関数を示した。近似関数は次のように定めた。

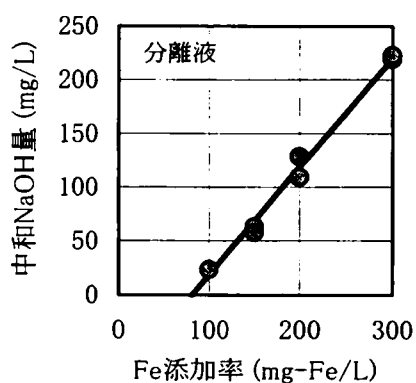
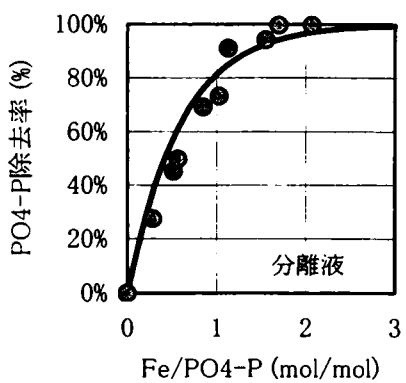
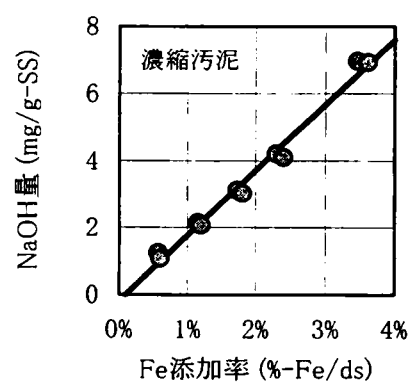
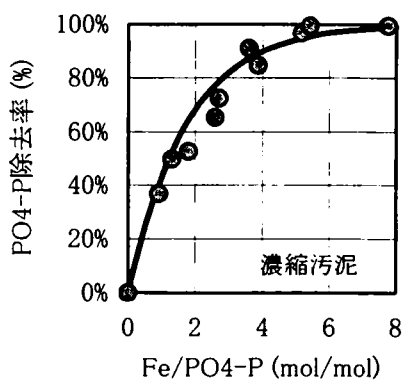
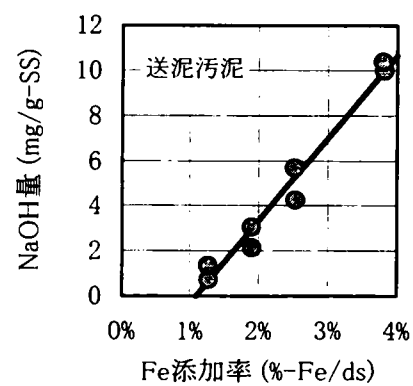
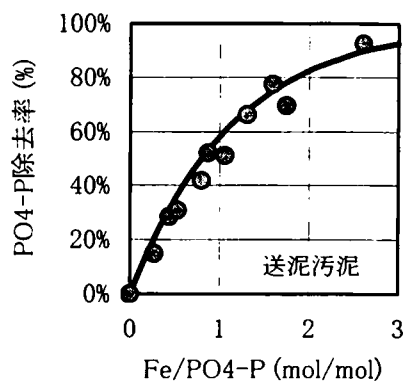


図6-5 ポリ鉄添加時の  
PO<sub>4</sub>-P除去率とFe/PO<sub>4</sub>-Pモル比  
の関係とその近似関数

図6-6 ポリ鉄添加率と中和のため  
のNaOH量の関係とその近似関数



送泥汚泥(濃縮プロセス)にポリ鉄を添加する場合

$$A_{cs(NaOH)} / C_{0c(SS)} = 0.37 \times A_{cs(Fe)} - 4.0 \dots\dots (6.7)$$

ただし  $A_{cs(NaOH)}$  : 濃縮分離液の中和 NaOH 量 (mg-NaOH/L)

$C_{0c(SS)}$  : 送泥汚泥 SS 濃度 (mg-SS/L)

$A_{cs(Fe)}$  : 濃縮プロセスでの Fe 添加率 (mg-Fe/g-SS)

濃縮汚泥(脱水プロセス)にポリ鉄を添加する場合

$$A_{cs(NaOH)} / C_{cs(SS)} = 0.19 \times A_{ds(Fe)} - 0.18 \dots\dots (6.8)$$

ただし  $A_{ds(NaOH)}$  : 脱水分離液の中和 NaOH 量 (mg-NaOH/L)

$C_{cs(SS)}$  : 濃縮汚泥 SS 濃度 (mg-SS/L)

$A_{ds(Fe)}$  : 濃縮プロセスでの Fe 添加率 (mg-Fe/g-SS)

分離液(返流水処理前凝集プロセス)にポリ鉄を添加する場合

$$A_{cs(NaOH)} = 1.0 \times A_{0p(Fe)} - 82 \dots\dots (6.9)$$

ただし  $A_{po(NaOH)}$  : 返流水の中和 NaOH 量 (mg-NaOH/L)

$A_{0p(Fe)}$  : 前凝集プロセスでの Fe 添加率 (mg-Fe/L)

### (3) ポリ鉄添加による汚泥増加量の予測

ポリ鉄添加により汚泥の SS 分が増加するが、汚泥増加量は図 3-16 に示した分離液にポリ鉄を添加した場合の SS 濃度変化より、予測関数を設定した。図 6-7 には、分離液にポリ鉄を添加した場合の SS 増加量と、それもとに設定した近似関数を示した。汚泥増加量は、添加した Fe の 3.5 倍重量に相当するものとし、近似関数は以下のように定めた。

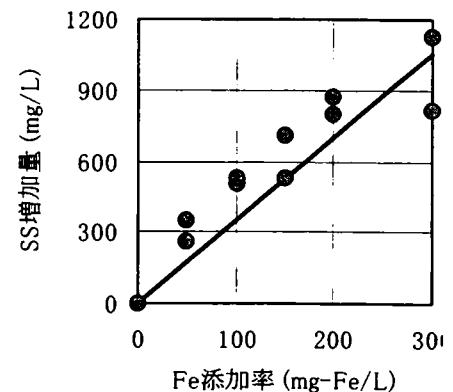


図 6-7 ポリ鉄添加率と SS 増加量の関係とその近似関数

送泥汚泥(濃縮プロセス)または濃縮汚泥(脱水プロセス)にポリ鉄を添加する場合

$$\Delta C_{(SS)} = 3.5 \times A_{(Fe)} \times C_{(SS)} \times 10^3 \dots\dots (6.10)$$

ただし  $C_{(SS)}$  : 送泥または濃縮汚泥 SS 濃度 (mg-SS/L)

$A_{(Fe)}$  : 濃縮または脱水プロセスでの Fe 添加率 (mg-Fe/g-SS)

分離液(返流水処理前凝集プロセス)にポリ鉄を添加する場合

$$\Delta C_{0p(SS)} = 3.5 \times A_{0p(Fe)} \cdots \cdots (6.11)$$

ただし  $C_{0p(SS)}$  : 返流水 SS 濃度 (mg-SS/L)

$A_{0p(Fe)}$  : 前凝集プロセスでの Fe 添加率 (mg-Fe/L)

### 6-2-3 汚泥溶融プロセスのリン収支モデル

汚泥溶融処理では、汚泥性状や溶融処理条件に依存して、汚泥中に含まれているリンの全てがスラグ中に固定化されずに、一部が揮散して排ガス処理工程に移行する。排ガス処理工程に移行したリンは、煙道やボイラ等でのダスト堆積・閉塞を引き起こし、溶融施設の安定運転に支障を来す可能性があるほか、排ガスの湿式洗浄処理により発生した排水が返流水となって水処理系へ戻ることによる水処理の処理効果への影響が懸念される。そこで溶融処理プロセスでのリン挙動予測モデルを作成することとする。

#### (1) 溶融炉でのリン固定/揮散の予測

第4章でも詳細に述べたが、溶融処理におけるリン揮散因子は、溶融反応場の酸化還元雰囲気と被溶融物(汚泥)中の無機成分となる。リンは基本的に還元雰囲気が強くなるほど揮散しやすくなるものの、還元条件下でも無機成分を調整することによりリン揮散を抑制することができる。弱還元雰囲気においては、リンは(6.12)式に示す酸塩基比により挙動予測が可能で、酸塩基比とスラグへのリン固定化率の関係は図4-15に示すとおりである。一方強還元雰囲気においては、リンは(6.13)式に示す  $Fe/(P+Si)$  比により挙動を予測することができ、 $Fe/(P+Si)$  比とスラグへのリン固定化率の関係は図4-17に示してある。溶融処理におけるリン挙動予測するための指標が酸化還元雰囲気により異なるため、シミュレーションでは、酸塩基比をリン挙動の指標として用いる弱還元雰囲気での溶融の場合と、 $Fe/(P+Si)$  比をリン挙動の指標として用いる強還元雰囲気での溶融の各場合について検討することとした。各場合のスラグへのリン固定化率予測関数の設定方法は以下に述べる。

$$\text{酸塩基比} = \frac{3 \times Ca + 2 \times Fe + Al}{3 \times P + 2 \times Si} \text{ (mol/mol)} \cdots \cdots (6.12)$$

$$Fe/(P+Si) \text{ 比} = \frac{Fe}{P+Si} \text{ (mol/mol)} \cdots \cdots (6.13)$$

酸塩基比によるリン固定化率予測関数は、(6.14)式に示す双曲線関数により設定した。なお酸塩基比が 0.472 以下となる範囲においては、リン固定化率は 20%と固定した。

ABR < 0.472 のとき

$$R_{sg(T-P)@WR} = 0.20$$

ABR ≥ 0.472 のとき

$$R_{sg(T-P)@WR} = 1 - \frac{1}{9 \times ABR - 3} \dots\dots (6.14)$$

ただし  $R_{sg(T-P)@WR}$  : 弱還元雰囲気におけるスラグへのリン固定化率 (-)

$$ABR : \text{酸塩基比} \left( = \frac{3 \times Ca + 2 \times Fe + Al}{3 \times P + 2 \times Si} (\text{mol/mol}) \right)$$

一方  $Fe/(P+Si)$  比によるリン固定化率予測関数は、(6.15)式に示す関数により設定した。なお  $Fe/(P+Si)$  比が 0.125 以下となる範囲においては、リン固定化率は 20%で固定した。

FPS < 0.125 のとき

$$R_{sg(T-P)@SR} = 0.20$$

FPS ≥ 0.125 のとき

$$R_{sg(T-P)@SR} = 1 - \frac{1}{10 \times FPS} \dots\dots (6.15)$$

ただし  $R_{sg(T-P)@SR}$  : 強還元雰囲気におけるスラグへのリン固定化率 (-)

$$FPS : Fe/(P+Si) \text{ 比} \left( = \frac{Fe}{P+Si} (\text{mol/mol}) \right)$$

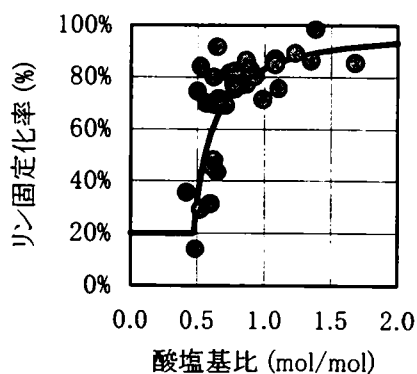


図 6-8 弱還元雰囲気での溶融におけるリン固定化率と酸塩基比の関係とその近似関数

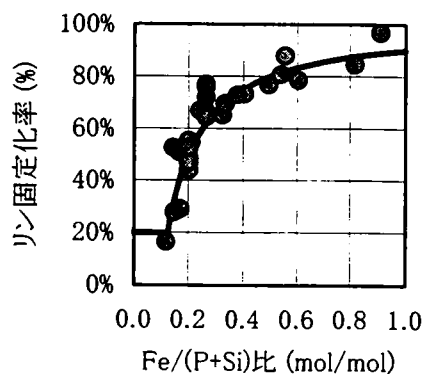


図 6-9 強還元雰囲気での溶融におけるリン固定化率と  $Fe/(P+Si)$  比の関係とその近似関数

上記手順により求めた関数を実際の実験結果と重ね合わせたグラフが図 6-8 および図 6-9 となる。図 6-8 は酸塩基比とリン固定化率の関係、図 6-9 は  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比とリン固定化率の関係を表す。

## (2) 溶融排ガス処理プロセスでのリン収支の予測

溶融炉からの排ガスは、廃熱ボイラ、排煙処理塔、湿式電気集塵機(湿式 EP)を通り、煙突から大気解放されるものとした。溶融プロセスでスラグ中に固定化されずに排ガス中に揮散したリンは、シミュレーションで検討する上では煙道やボイラ内部に堆積・滞留することなく、全てダストや排水として排ガス処理プロセスのいずれかに移行するものとした。排ガス処理プロセスでのリン収支は、大阪南エースセンターのリン収支調査結果をもとに設定した。廃熱ボイラではボイラダストとしてリンは系外排出されるのを除き、排煙処理塔と湿式 EP からは各々排煙処理塔脱硫部排水、排煙処理塔冷却排水、湿式 EP 排水として排水系へリンは移行するものとした。各分配率は第 2 章での調査結果を参考に表 6-2 のように定めたが、排水中のリンの固形性・溶解性に関する性状は、実排水の分析結果をもとに、移行したリンが溶解性リンに転換された割合を  $\text{PO}_4\text{-P}$  転換率として設定した。各排水の  $\text{PO}_4\text{-P}$  転換率の設定値も表 6-2 に示してある。

表 6-2 排ガス処理プロセスでの固形分, リンの分配率

|          | 固形分<br>移行率 | リン<br>移行率 | $\text{PO}_4\text{-P}$<br>転換率 |
|----------|------------|-----------|-------------------------------|
| ボイラダスト   | 30%        | 21%       | —                             |
| 脱硫排水     | 38%        | 24%       | 27%                           |
| 冷却排水     | 2%         | 5%        | 54%                           |
| 湿式 EP 排水 | 30%        | 50%       | 26%                           |

### ※用語の定義

固形分移行率：溶融炉排ガス中固形分の排ガス処理各工程への分配率

リン移行率：溶融炉排ガス中リンの排ガス処理各工程への分配率

$\text{PO}_4\text{-P}$  転換率：排水中に移行したリンのうちの溶解性リンの割合

## 6-2-4 下水処理プロセス全体のリン収支モデル

ここでは、水処理から汚泥溶融処理までの下水処理プロセス全体でのリン収支モデルの構築手順を述べる。モデル化に当たり想定した汚泥集約処理施設を含む下水処理フローは大阪南エースセンターの実際のフローをもとに設定し、図 6-10 にはシミュレーションで設定したフローを示す。各下水処理場では、流入下水は最初沈殿池、生物反応槽、最終沈殿池を経て放流水として放流される。各下水処理場で発生した初沈汚泥および余剰汚泥は、混合物(混合汚泥)としてパイプラインを通り汚泥集約処理施設へ送泥される。集約処理施設へは 10 ヶ所の下水処理場から汚泥が送られてくるものとした。集約処理施設では濃縮・脱水・乾燥処理により汚泥の水分を減らした後、最終的に溶融処理により汚泥をスラグとして処理する。集



P(P2)<sub>fs</sub>、その他生物構成リンを表す画分3含有リン濃度 P(P3)<sub>fs</sub> は、数ヶ所の処理場の分析データ平均値から、各々表 6-5 のように設定した。また汚泥中のカルシウム、マグネシウム、鉄、アルミニウム、ケイ素の主要元素含有率設定値は付表 6-2 に示すとおりである。

表 6-3 流入下水性状

| 項目                 | 単位       | 値    |
|--------------------|----------|------|
| SS                 | mg-SS/L  | 200  |
| VSS                | mg-VSS/L | 160  |
| T-BOD              | mg-BOD/L | 200  |
| P-BOD              | mg-BOD/L | 150  |
| S-BOD              | mg-BOD/L | 50   |
| T-N                | mg-N/L   | 35.0 |
| P-N                | mg-N/L   | 8.8  |
| S-N                | mg-N/L   | 26.3 |
| NH <sub>4</sub> -N | mg-N/L   | 26.3 |
| NO <sub>x</sub> -N | mg-N/L   | 0.0  |
| T-P                | mg-P/L   | 4.0  |
| P-P                | mg-P/L   | 2.4  |
| S-P                | mg-P/L   | 1.6  |

表 6-4 最初沈殿池性能

| 項目         | 記号                   | 値          |
|------------|----------------------|------------|
| SS 除去率     | R <sub>fs(SS)</sub>  | 40%        |
| VSS 除去率    | R <sub>fs(VSS)</sub> | 36%        |
| 溶解性 i 成分濃度 | C <sub>fs(S-i)</sub> | 流入水に同じ     |
| 初沈汚泥 SS 濃度 | C <sub>fs(SS)</sub>  | 6,000 mg/L |

表 6-5 初沈、余剰汚泥リン形態別濃度設定値

| 汚泥種類 | 処理方式     | P(P1)     | P(P2)      | P(P3)      |
|------|----------|-----------|------------|------------|
|      |          | mg-P/g-SS | mg-P/g-SS  | mg-P/g-SS  |
| 初沈汚泥 | 共通       | 5.0       | 3.7        | 4.3        |
|      |          | mg-P/g-SS | mg-P/g-VSS | mg-P/g-VSS |
| 余剰汚泥 | 標準法      | 3.8       | 2.6        | 15.2       |
|      | AO 法     | 3.8       | 11.4       | 19.8       |
|      | 凝集剤添加循環法 | 11.2      | 9.0        | 15.7       |

## (2) 生物反応槽

生物処理での BOD 除去量  $R_{BOD}$  は、放流水 BOD 濃度  $C_{ao(T-BOD)}$  を設定し、決定した。窒素除去に関しては、硝化量  $R_{NH_4}$  は硝化率  $r_{NH_4}$  を設定することにより、脱窒量  $R_{NO_x}$  は循環率 RC で循環している  $NO_x-N$  に関して脱窒率  $r_{NO_x}$  を設定することにより、各々決定した。窒素除去に関するパラメータは表 6-6 にまとめて示してある。

表 6-6 窒素除去に関するパラメータ

|            | 窒素除去なし      | 窒素除去あり                    |
|------------|-------------|---------------------------|
| 水処理方式      | 標準法<br>AO 法 | 循環法<br>A <sub>2</sub> O 法 |
| $r_{NH_4}$ | 0%          | 99%                       |
| $r_{NO_x}$ | 0%          | 99%                       |
| RC         | —           | 200%                      |

リン除去に関しては、処理方式ごとに活性汚泥中の固形性リン濃度を設定し、溶解性リン濃度は初沈越流水全リン濃度から活性汚泥中固形性リン濃度を差し引きすることで求めた。なお固形性リン濃度は、各処理方式の処理場の分析データより設定した画分 1 含有リン濃度  $P(P1)_{as}$ 、画分 2 含有リン濃度  $P(P2)_{as}$ 、画分 3 含有リン濃度  $P(P3)_{as}$  から求められ、設定値は表 6-5 に示すとおりである。凝集剤添加によりリン除去を行う場合も、同様の方法で固形性リン濃度と、その結果をもとに溶解性リン濃度を算出したが、この場合の凝集剤添加率  $A_{Al}$ 、 $A_{Fe}$  は溶解性リンの 2 倍の物質量を添加することを基本とし、計算の結果溶解性リン濃度は 0.1 mg-P/L となる。

活性汚泥処理に伴う汚泥発生量は、BOD その他基質の資化による増殖、自己分解、無機固形物の回収、無機凝集剤を用いたリンの凝集操作による固定などを考慮し、処理方式ごとに発生固形物量を算出した。微生物増殖に伴う汚泥発生量、すなわち硝化、脱窒、BOD 除去に伴う汚泥発生量は各除去量  $R$  から汚泥収率  $Y$  と自己分解係数  $b$ 、汚泥滞留時間 SRT を用いて計算した。各パラメータの設定値は付表 6-3 に示す。無機凝集剤添加による汚泥増加量は、例えば Al 系凝集剤を加える場合、リンと反応し  $AlPO_4$  となる以外は  $Al(OH)_3$  を生成するものとして算出した。

## (3) 最終沈殿池

最終沈殿池での SS 除去に関しては、放流水と余剰汚泥の SS 濃度を表 6-7 のように設定することにより、その性能を定めた。放流水について、BOD 濃度  $C_{ao(T-BOD)}$  は表 6-7 のように設定し、アンモニア性窒素濃度  $C_{ao(NH_4-N)}$  と硝酸性窒素  $C_{ao(NO_x-N)}$  は、付表 6-1 に示す生物反応槽での窒素除去に関する収支モデル式より算出した。また固形性窒素濃度  $C_{ao(P-N)}$  は、VSS 濃度の 8% と設定することにより求めた。基本的に、固形性成分は SS と同じ挙動を示すものとし、溶解性成分濃度は余剰汚泥と放流水で等しいものとして扱った。

リンに関しては、各処理方式の余剰汚泥中のリンについて画分 1 含有リン濃度  $P(P1)_{as}$ 、画分 2 含有リン濃度  $P(P2)_{as}$ 、画分 3 含有リン濃度  $P(P3)_{as}$  を表 6-5 のように設定することにより、放流水と余剰汚泥

表 6-7 最終沈殿池性能、放流水性状

| 項目         | 記号              | 値          |
|------------|-----------------|------------|
| 放流水 SS 濃度  | $C_{ao(SS)}$    | 15.0 mg/L  |
| 放流水 BOD 濃度 | $C_{ao(T-BOD)}$ | 10.0 mg/L  |
| 余剰汚泥 SS 濃度 | $C_{as(SS)}$    | 8,000 mg/L |

中の溶解性リンと固形性リンを算出した。また余剰汚泥中のカルシウム、マグネシウム、鉄、アルミニウム、ケイ素の主要元素含有率設定値は表 6-2 に示すとおりである。

#### (4) 送泥プロセス

水処理より発生した汚泥は、送泥管を通じて集約処理施設に送られる。送泥方式は初沈汚泥と余剰汚泥との混合物(混合汚泥)が送られるものとし、送泥汚泥中の固形性および溶解性の各成分量は基本的には初沈汚泥と余剰汚泥の和とし、送泥プロセスにおいて固形性・溶解性成分の相互変化はないものとする。ただし汚泥中のリンは、6-2-1 項でも既に述べた手順に従い、時間経過に伴い送泥プロセス内で溶出してくるものとした。

また臭気対策として、鉄塩を添加する場合についても検討できるようにし、鉄塩添加に伴う汚泥増加量は、6-2-2 項で既に述べたように、添加した鉄の 3.5 倍量に相当する汚泥が新たに発生するものとして計算した。

#### (5) 濃縮・脱水プロセス

濃縮・脱水プロセスの各性能について、SS 回収率および濃縮汚泥と脱水汚泥の SS 濃度は表 6-8 に示すとおりに設定した。濃縮・脱水汚泥と各分離液中の成分について、固形性成分は SS と同じ挙動を示すものとし、溶解性成分は流入側の溶解性成分濃度と変わらないものとした。

表 6-8 濃縮・脱水性能

| 項目         | 記号           | 値            |
|------------|--------------|--------------|
| 濃縮 SS 回収率  | $R_{cs(SS)}$ | 93%          |
| 濃縮汚泥 SS 濃度 | $C_{cs(SS)}$ | 44,000 mg/L  |
| 脱水 SS 回収率  | $R_{ds(SS)}$ | 97%          |
| 脱水汚泥 SS 濃度 | $C_{ds(SS)}$ | 198,000 mg/L |

脱水時の凝集剤は高分子系凝集剤を用いるものとした。シミュレーションではリン対策として濃縮・脱水時に無機凝集剤(鉄系)を添加する場合を検討したが、ここでのリン不溶化効果は 6-2-2 項で述べた手順に従い、汚泥増加量は送泥時の鉄塩添加同様、添加した鉄分の 3.5 倍の汚泥が発生するものとした。

#### (6) 乾燥・熔融プロセス

乾燥プロセスでは、汚泥中の水分が蒸発し、汚泥中の金属およびリンは溶解性、固形性に関わらず全てそのまま汚泥中に残留するものとした。窒素分はアンモニア等の形態として蒸発するが、窒素の挙動は乾燥スクラバ排水として汚泥から排水系へ移行する分のみを考慮し、乾燥スクラバ排水性状は実際の排水性状をもとに設定した。引き続き熔融プロセスで有機分は全て排ガスとして系外に排出されると考えられるため、以降はリンと灰分の挙動のみを検討している。

熔融処理においては、被熔融物の融点を下げるために  $\text{CaO}/\text{SiO}_2$  (wt/wt) で表される塩基度を 1.0 付近に調整する場合がある。ここで扱う汚泥は高分子系汚泥のため、通常塩基度は 1.0 より小さい値となる。そのため塩基度調整を行う場合、熔融処理に先立って汚泥に消石灰



を添加・混練することとなる。塩基度調整のための消石灰添加量は、目標塩基度を設定することにより算出した。

溶融プロセスでは、灰分の挙動はスラグ化率(灰分のスラグへの移行率)を設定することにより求めた。リンの挙動については 6-2-3 項に述べた手順に従い予測を行うが、溶融時の還元雰囲気強度別にスラグへの移行率を算出した。

#### (7) 溶融排ガス処理プロセス

溶融プロセスにおいて、スラグへ移行しなかった灰分やリンは、全て溶融炉出口排ガスに移行するものとした。排ガスは廃熱ボイラ、排煙処理塔、湿式電気集塵機(湿式 EP)を通り煙突から大気解放されるが、溶融炉出口排ガス中の灰分とリンは、廃熱ボイラダスト、排煙処理塔脱硫部排水、排煙処理塔冷却水、湿式 EP 排水に表 6-2 に示すとおり分配されるものとした。なおリンに関する設定方法の詳細は 6-2-3 項で既に述べた。灰分とリンを除く BOD, TOC, N に関する排水中の性状は、実排水性状等をもとに、用水と変わらないものとした。

#### (8) 集約処理施設返流水処理プロセス

集約処理施設内で発生した排水のうち、濃縮分離液、脱水分離液、乾燥スクラバ排水は、施設内の返流水処理施設にて処理される。返流水処理の性能に関する設定値および計算方法は、上流の各下水処理場の最初沈殿池、生物反応槽、最終沈殿池の各性能に準ずるものとし、処理に伴い発生した余剰汚泥は濃縮プロセス前に返送されるものとした。

シミュレーションでは返流水リン削減対策として、返流水処理に先立って無機凝集剤(鉄系)による前凝集プロセスを組み込む方法を検討するが、このときのリン不溶化効果は 6-2-2 項で述べた手順に従い効果を見積もった。なお凝集剤添加による汚泥増加量は、添加した鉄分の 3.5 倍の汚泥(kg-ds/kg-Fe)が発生するものとした。

### 6-3 シミュレーションによる物質収支とリン回収方法の検討

#### 6-3-1 シミュレーション条件設定

ここでは、6-2 項で構築した収支モデルを用いて汚泥集約処理施設を含む下水処理におけるリン収支を検討するに当たり、シミュレーションの条件設定を行う。シミュレーションで想定したフローはすでに図 6-10 で示しており、各下水処理場とその配置に関する設定、および汚泥集約処理施設に関する設定は以下に示す。また併せてシミュレーションで検討する事柄についても以下に示す。

##### (1) 各下水処理場に関する設定

シミュレーションでは、汚泥集約処理施設には全部で 6 ヶ所の下水処理場から汚泥が送泥されてくるものと設定した。各下水処理場の流入下水水量はいずれも 100,000 m<sup>3</sup>/日とし、6 ヶ

所の処理場全体での処理水量は 600,000 m<sup>3</sup>/日となる。流入下水性状はすでに表 6-3 で示しており、生物反応槽での処理方式については、標準活性汚泥法(標準法)、嫌気好気活性汚泥法(AO 法)、凝集剤添加循環変法(凝集剤添加法)の 3 方式を検討した。放流水性状に関しては、SS, BOD 濃度については放流水性状を固定したのに対し、N, P については処理方式により放流水濃度が異なる結果になるよう算出される。なお初沈および余剰汚泥量については、表 6-4 と表 6-7 に示した最初・最終沈殿池での SS に関する設定値および付表 6-3 に示した生物反応槽での汚泥発生に関する係数の設定により算出される。

## (2) 処理場配置の設定(汚泥圧送時間)

各下水処理場で発生した初沈および余剰汚泥は、混合汚泥として送泥管を通じて汚泥集約処理施設に送られる。このときの送泥時間は、6 ヶ所の処理場のうち 5 ヶ所については送泥・貯留時間を 24 時間に設定した。残りの 1 ヶ所の処理場については、集約処理施設で発生した返流水処理水および排煙処理排水が返流する処理場とし、集約処理施設に隣接する処理場と位置付けたため、送泥・貯留時間を 3 時間と設定した。ただし 6-3-2 項の検討についてのみ、6 ヶ所全ての処理場の送泥時間を同一とし、送泥時間 1, 2, 4, 8, 24 時間の各場合のリン溶出挙動を調べた。

送泥プロセスでは臭気対策として鉄塩が添加される場合があるが、鉄塩添加率は汚泥固形分に対し 0.0~2.0%-Fe の範囲で設定した。また送泥時の温度については、特に断りのない限り、25℃とした。

## (3) 汚泥集約処理に関する設定

汚泥集約処理施設では、各下水処理場から送泥された汚泥を濃縮・脱水・乾燥工程を経て、最終的に溶融処理される。溶融に先立って、汚泥には塩基度調整のための消石灰が添加され、調整後の塩基度は 1.0 になることを基本とした。また溶融工程におけるスラグ化率(汚泥無機分のスラグへの移行率)は 97%と設定した。

なお集約処理施設内の返流水処理方式は、循環式硝化脱窒法とした。

## (4) シミュレーション検討事項に関する設定

シミュレーションでは、送泥プロセスにおける汚泥からのリン溶出と集約処理施設リン収支に及ぼす影響因子について検討する。検討は大きく 4 ケースに分けて行うこととし、各ケースの検討事項は表 6-9 にまとめる。Case 1 では送泥プロセスでのリン溶出影響因子を検討し、上流の各下水処理場の処理方式や汚泥送泥条件から、汚泥集約処理施設受入汚泥性状を予測する。Case 2~4 では汚泥集約処理施設内のリン収支に及ぼす影響因子を検討するが、Case 2 では下水処理方式の差異の影響を、Case 3 では送泥時の鉄塩添加と溶融炉塩基度調整の影響を、Case 4 では集約処理施設内での鉄塩添加の影響を各々調べ、汚泥集約処理施設内でのリン収支を予測する。

表 6-9 シミュレーション検討目的と条件設定

|         |                      | Case 1   | Case 2                                 | Case 3           | Case 4                   |
|---------|----------------------|--|--|------------------|--------------------------|
| 検討目的    |                      | 送泥プロセスにおけるリン溶出影響因子の検討                            | 集約処理施設リン収支に及ぼす影響因子の検討                  |                  |                          |
|         |                      |  | 下水処理方式の違いの影響                           | 送泥時鉄塩添加と塩基度調整の影響 | 集約処理施設内での鉄塩使用の影響         |
| 検討項目と条件 | 下水処理方式<br>(上流各下水処理場) | 標準法, AO 法<br>凝集剤添加法(Fe)<br>凝集剤添加法(Al)<br>とそれらの混在 | 標準法, AO 法<br>凝集剤添加法(Fe)<br>凝集剤添加法 (Al) | AO 法             | AO 法                     |
|         | 送泥時間                 | 0～24 時間  | 24 時間                                  | 24 時間            | 24 時間                    |
|         | 送泥温度                 | 15℃, 25℃   | 25℃                                    | 25℃              | 25℃                      |
|         | 送泥時<br>鉄塩添加率         | 0.0～2.0%   | 1.0%                                   | 0.0%, 1.0%       | 0.0%, 1.0%               |
|         | 塩基度調整<br>(消石灰添加)     | —  | 1.0 に調整                                | 調整なし<br>1.0 に調整  | 1.0 に調整                  |
|         | 熔融雰囲気                | —  | 弱還元雰囲気<br>強還元雰囲気                       | 弱還元雰囲気<br>強還元雰囲気 | 強還元雰囲気                   |
|         | 集約処理施設内<br>鉄塩添加      | —  | なし                                     | なし               | 濃縮添加<br>脱水添加<br>返流水前凝集添加 |

### 6-3-2 水処理方式による汚泥集約処理施設受入汚泥の性状変化予測 —Case 1

#### (1) 水処理方式の差異が汚泥からのリン溶出に与える影響

各下水処理場の水処理方式が、汚泥からのリン溶出に及ぼす影響について検討した。検討する水処理方式は標準法、AO 法、凝集剤添加法の 3 方式で、凝集剤添加法で用いる凝集剤は Fe 系と Al 系の 2 種類とした。各凝集剤の添加率は、Al 系が 2.8 mg-Al/L の 1 条件のみを検討したのに対し、Fe 系は 5.8 mg-Fe/L と 8.7 mg-Fe/L の 2 条件について検討した。これらの添加率については、Al 系凝集剤を 2.8 mg-Al/L 添加する場合と Fe 系凝集剤を 5.8 mg-Fe/L 添加する場合は、水処理で十分にリン除去できる添加率として、Al または Fe 添加量を溶解性リンの 2 倍モルとなるように設定した。Fe 系凝集剤を 8.7 mg-Fe/L 添加する場合は、送泥プロセスでリン再溶出を抑制できる添加率として、溶解性リンの 3 倍モルの Fe が添加されるように設定した。送泥時の温度は 15℃と 25℃の 2 条件を検討した。

シミュレーションの結果は表 6-10 にまとめる。発生汚泥量については 9,093～10,148 t-wet/日 (91～101 t-ds/日) の範囲の値となり、水処理方式が AO 法の場合で最も発生汚泥量が少なく、凝集剤を添加する方法で発生汚泥量が多くなった。汚泥中のリン負荷量は水処理方式により大きく異なり、水処理でリン除去を目的としていない標準法では 1,400 kg-P/日程度のリン負荷量となったのに対し、リン除去を目的とした AO 法や凝集剤添加法では概ね 1,900～

表 6-10 水処理方式の差異が汚泥からのリン溶出に与える影響 検討結果まとめ

| Case               |                 |                    | 1-1        | 1-2   | 1-3    | 1-4   | 1-5    |       |
|--------------------|-----------------|--------------------|------------|-------|--------|-------|--------|-------|
| 水処理                | 方式              |                    | 標準法        | AO 法  | 凝集剤添加法 |       |        |       |
|                    | 凝集剤種類           |                    | —          | —     | Fe 系   | Fe 系  | Al 系   |       |
|                    | 添加率             |                    | mg-Fe,Al/L | 0.0   | 0.0    | 5.8   | 8.7    | 2.8   |
| 発生原汚泥              | 発生汚泥量           |                    | t-wet/日    | 9,327 | 9,093  | 9,821 | 10,148 | 9,644 |
|                    | 固形物量            |                    | t-ds/日     | 93    | 91     | 98    | 101    | 96    |
|                    | P 負荷量           |                    | kg-P/日     | 1,432 | 1,887  | 2,088 | 2,101  | 2,081 |
|                    | P 濃度            |                    | mg-P/g-SS  | 15.4  | 20.7   | 21.3  | 20.7   | 21.8  |
|                    | 内訳              | 画分 1               | mg-P/g-SS  | 4.2   | 4.4    | 8.2   | 8.0    | 8.3   |
|                    |                 | 画分 2               | mg-P/g-SS  | 2.8   | 6.3    | 5.0   | 4.9    | 5.1   |
|                    |                 | 画分 3               | mg-P/g-SS  | 8.0   | 9.8    | 7.7   | 7.5    | 7.9   |
|                    |                 | PO <sub>4</sub> -P | mg-P/g-SS  | 0.3   | 0.3    | 0.2   | 0.3    | 0.2   |
|                    | 酸塩基比            |                    | —          | 0.74  | 0.63   | 0.88  | 1.02   | 0.75  |
| Fe/(P+Si)比         |                 | —                  | 0.09       | 0.08  | 0.39   | 0.55  | 0.08   |       |
| 送泥汚泥(25℃)          | P 溶出率経時変化(25℃)  |                    |            |       |        |       |        |       |
|                    | P 溶出率           | 1 時間後              | %          | 15%   | 11%    | 4%    | 0%     | 5%    |
|                    |                 | 2 時間後              | %          | 15%   | 22%    | 4%    | 0%     | 5%    |
|                    |                 | 4 時間後              | %          | 15%   | 30%    | 4%    | 0%     | 5%    |
|                    |                 | 8 時間後              | %          | 16%   | 31%    | 4%    | 0%     | 5%    |
|                    |                 | 24 時間後             | %          | 17%   | 34%    | 5%    | 0%     | 5%    |
|                    | 24 時間後汚泥性状(25℃) |                    |            |       |        |       |        |       |
|                    | P 濃度            |                    | mg-P/g-SS  | 15.4  | 20.7   | 21.3  | 20.7   | 21.6  |
|                    | 内訳              | 画分 1               | mg-P/g-SS  | 4.2   | 4.4    | 8.2   | 8.0    | 8.3   |
|                    |                 | 画分 2               | mg-P/g-SS  | 2.4   | 3.8    | 4.7   | 4.9    | 4.7   |
|                    |                 | 画分 3               | mg-P/g-SS  | 5.8   | 5.4    | 7.1   | 7.5    | 7.1   |
| PO <sub>4</sub> -P |                 | mg-P/g-SS          | 2.9        | 7.2   | 1.2    | 0.3   | 1.4    |       |
| 送泥汚泥(15℃)          | P 溶出率経時変化(15℃)  |                    |            |       |        |       |        |       |
|                    | P 溶出率           | 1 時間後              | %          | 12%   | 9%     | 4%    | 0%     | 5%    |
|                    |                 | 2 時間後              | %          | 15%   | 17%    | 4%    | 0%     | 5%    |
|                    |                 | 4 時間後              | %          | 15%   | 30%    | 4%    | 0%     | 5%    |
|                    |                 | 8 時間後              | %          | 16%   | 31%    | 4%    | 0%     | 5%    |
|                    |                 | 24 時間後             | %          | 17%   | 34%    | 5%    | 0%     | 5%    |
|                    | 24 時間後汚泥性状(15℃) |                    |            |       |        |       |        |       |
|                    | P 濃度            |                    | mg-P/g-SS  | 15.4  | 20.7   | 21.3  | 20.7   | 21.6  |
|                    | 内訳              | 画分 1               | mg-P/g-SS  | 4.2   | 4.4    | 8.2   | 8.0    | 8.3   |
|                    |                 | 画分 2               | mg-P/g-SS  | 2.4   | 3.8    | 4.7   | 4.9    | 4.7   |
|                    |                 | 画分 3               | mg-P/g-SS  | 5.8   | 5.4    | 7.1   | 7.5    | 7.1   |
| PO <sub>4</sub> -P |                 | mg-P/g-SS          | 2.9        | 7.2   | 1.2    | 0.3   | 1.4    |       |

2,100 kg-P/日程度の範囲の値となり、標準法汚泥の1.3～1.5倍のリン負荷量となった。送泥前原汚泥のリン形態内訳について見ると、主に金属リン酸塩を表す画分1は凝集剤添加法汚泥で多いのに対し、主に低分子ポリリン酸を表す画分2はAO法汚泥で多くなるのが特徴となった。なお高分子ポリリン酸やその他生物構成リンを表す画分3の含有量は、水処理方式の違いによる大きな差は見られなかった。溶融時のリン固定化の指標となる酸塩基比と $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$ 比は、凝集剤で鉄塩を添加した汚泥が特にいずれの指標も大きい値となり、結果的にリン固定化率は高くなる。

送泥時のリン溶出率は水処理方式による差異が大きく、AlあるいはFeをPに対してモル比で2倍量加えた凝集剤添加法汚泥では送泥24時間後でもほとんどリンが溶出しなかったのに対し、標準法汚泥で24時間後の溶出率が17%、AO法汚泥では34%の溶出率となった。溶出率の経時変化は、いずれの水処理方式の汚泥でも送泥4時間以内にリンの溶出はほぼ飽和に達し、それ以降24時間後までのリン溶出率はほとんど変化しなかった。温度の違いによる影響も、送泥開始1～2時間では送泥温度が15℃より25℃の方がリン溶出率は高くなったものの、送泥4時間後以上は温度の違いによるリン溶出率の差は見られなかった。以上の結果、送泥24時間後の汚泥のリン形態内訳は、凝集剤添加法汚泥ではリン溶出がほとんど起こらなかったため送泥前原汚泥とリン形態内訳はほぼ同じとなったのに対し、標準法とAO法汚泥では画分2と画分3のリン含有率が減少し、その分が $\text{PO}_4\text{-P}$ (溶解性リン)として増加する結果となった。

## (2) 送泥時の鉄塩添加が汚泥からのリン溶出に与える影響

送泥プロセスでは臭気対策として鉄塩を添加する場合があります、この鉄塩添加によるリン溶出抑制効果について検討した。各下水処理場の水処理方式は全てAO法とし、送泥時の温度は25℃とした。鉄塩添加率は0.0, 0.5, 1.0, 2.0 mg-Fe/g-SSの4条件を検討し、各条件におけるリン溶出挙動について検討した。

シミュレーションの結果は表6-11に示すが、鉄塩を添加しない場合、送泥24時間後のリン溶出率は34%となり、リンの溶出はポリリン酸や生物構成リンを表す画分2と3から起こった。鉄塩を添加した場合は、添加率の増加とともにリン溶出率は減少し、鉄塩を2.0 mg-Fe/g-SS添加した場合で24時間後のリン溶出率は約30%の抑制効果が見られた。鉄塩添加により溶出が抑制されたリンは金属リン酸塩を表す画分1として汚泥中に固定化される結果となった。

表 6-11 送泥時の鉄塩添加が汚泥からのリン溶出に与える影響 検討結果まとめ

| Case          |                 |                    | 1-1        | 1-6   | 1-7  | 1-8  |      |
|---------------|-----------------|--------------------|------------|-------|------|------|------|
| 水処理方式         |                 |                    | AO 法       |       |      |      |      |
| 発生<br>原汚泥     | 発生汚泥量           |                    | t-wet/日    | 9,093 |      |      |      |
|               | 固形物量            |                    | t-ds/日     | 91    |      |      |      |
|               | P 負荷量           |                    | kg-P/日     | 1,887 |      |      |      |
|               | P 濃度            |                    | mg-P/g-SS  | 20.7  |      |      |      |
|               | 内訳              | 画分 1               | mg-P/g-SS  | 4.4   |      |      |      |
|               |                 | 画分 2               | mg-P/g-SS  | 6.3   |      |      |      |
|               |                 | 画分 3               | mg-P/g-SS  | 9.8   |      |      |      |
|               |                 | PO <sub>4</sub> -P | mg-P/g-SS  | 0.3   |      |      |      |
|               | 酸塩基比            |                    | —          | 0.63  |      |      |      |
| Fe/(P+Si)比    |                 | —                  | 0.08       |       |      |      |      |
| 送泥汚泥<br>(25℃) | 送泥鉄塩添加率         |                    | mg-Fe/g-SS | 0.0%  | 0.5% | 1.0% | 2.0% |
|               | 固形物量            |                    | t-ds/日     | 91    | 93   | 94   | 97   |
|               | P 溶出率経時変化(25℃)  |                    |            |       |      |      |      |
|               | P 溶出率           | 1 時間後              | %          | 11%   | 11%  | 11%  | 12%  |
|               |                 | 2 時間後              | %          | 22%   | 23%  | 23%  | 21%  |
|               |                 | 4 時間後              | %          | 30%   | 28%  | 26%  | 21%  |
|               |                 | 8 時間後              | %          | 31%   | 29%  | 27%  | 22%  |
|               |                 | 24 時間後             | %          | 34%   | 32%  | 29%  | 24%  |
|               | 24 時間後汚泥性状(25℃) |                    |            |       |      |      |      |
|               | P 濃度            |                    | mg-P/g-SS  | 20.7  | 20.4 | 20.0 | 19.4 |
|               | 内訳              | 画分 1               | mg-P/g-SS  | 4.4   | 4.7  | 5.2  | 6.0  |
|               |                 | 画分 2               | mg-P/g-SS  | 3.8   | 3.7  | 3.6  | 3.5  |
|               |                 | 画分 3               | mg-P/g-SS  | 5.4   | 5.3  | 5.2  | 5.1  |
|               |                 | PO <sub>4</sub> -P | mg-P/g-SS  | 7.2   | 6.6  | 6.0  | 4.8  |
|               | 酸塩基比            |                    | —          | 0.77  | 0.82 | 0.87 | 0.97 |
|               | Fe/(P+Si)比      |                    | —          | 0.09  | 0.16 | 0.23 | 0.37 |

### (3) 水処理方式の混在の影響

(1)では集約処理施設へ送泥している各下水処理場の水処理方式が全て同一として検討を行ったが、ここでは各下水処理場の水処理方式が同一でない場合について、各処理場で発生した汚泥が混合されて送泥される場合のリン溶出挙動についての予測を行うこととする。下水処理場は全部で 6 ヶ所、水処理方式は標準法、AO 法、凝集剤添加法の 3 方式としたが、処理方式と処理場数の組み合わせは、3 処理方式のうち 2 処理方式を 3 処理場ずつ実施する場合を全部で 3 ケースと、3 処理方式を 2 処理場ずつ実施する場合を 1 ケース、全部で 4 ケースについて検討した。なお凝集剤添加法では、Fe 系凝集剤を溶解性リンの 2 倍モルとなるように添加率を設定した。

シミュレーションの結果は表 6-12 に示す。水処理方式が単独の場合の結果は(1)で既に示しているが、複数種類の水処理方式で発生した汚泥を混合したもの(混合原汚泥)の送泥前の性状は、各水処理で発生した汚泥の混合比率に応じた性状となった。送泥プロセスでのリン溶出率変化および 24 時間後の汚泥性状についても、結果的に各汚泥の混合比率にほぼ対応する性状となった。

表 6-12 水処理方式の混在の影響 検討結果まとめ

| Case      |                 |                    | 1-9        | 1-10  | 1-11  | 1-12  |       |
|-----------|-----------------|--------------------|------------|-------|-------|-------|-------|
| 水処理       | 水処理方式混合比        |                    |            |       |       |       |       |
|           | 方式              | 標準法                |            | 0.50  | 0.50  |       | 0.33  |
|           |                 | AO 法               |            | 0.50  |       | 0.50  | 0.33  |
|           |                 | 凝集剤添加法             |            |       | 0.50  | 0.50  | 0.33  |
| 発生原汚泥     | 発生汚泥量           |                    | t-wet/日    | 9,210 | 9,574 | 9,457 | 9,414 |
|           | 固形物量            |                    | t-ds/日     | 92    | 96    | 95    | 94    |
|           | P 負荷量           |                    | kg-P/日     | 1,659 | 1,760 | 1,987 | 1,802 |
|           | P 濃度            |                    | mg-P/g-SS  | 18.0  | 18.4  | 21.0  | 19.1  |
|           | 内訳              | 画分 1               | mg-P/g-SS  | 4.3   | 6.3   | 6.4   | 5.7   |
|           |                 | 画分 2               | mg-P/g-SS  | 4.5   | 3.9   | 5.6   | 4.7   |
|           |                 | 画分 3               | mg-P/g-SS  | 8.9   | 7.9   | 8.7   | 8.5   |
|           |                 | PO <sub>4</sub> -P | mg-P/g-SS  | 0.3   | 0.3   | 0.3   | 0.3   |
|           | 酸塩基比            |                    | —          | 0.68  | 0.82  | 0.76  | 0.75  |
|           | Fe/(P+Si)比      |                    | —          | 0.08  | 0.25  | 0.24  | 0.19  |
| 送泥汚泥(25℃) | 送泥鉄塩添加率         |                    | mg-Fe/g-SS | 0.0%  |       |       |       |
|           | P 溶出率経時変化(25℃)  |                    |            |       |       |       |       |
|           | P 溶出率           | 1 時間後              | %          | 13%   | 8%    | 11%   | 12%   |
|           |                 | 2 時間後              | %          | 26%   | 8%    | 18%   | 18%   |
|           |                 | 4 時間後              | %          | 26%   | 8%    | 18%   | 18%   |
|           |                 | 8 時間後              | %          | 27%   | 9%    | 18%   | 18%   |
|           |                 | 24 時間後             | %          | 29%   | 9%    | 20%   | 20%   |
|           | 24 時間後汚泥性状(25℃) |                    |            |       |       |       |       |
|           | P 濃度            |                    | mg-P/g-SS  | 18.0  | 18.4  | 21.0  | 19.1  |
|           | 内訳              | 画分 1               | mg-P/g-SS  | 4.3   | 6.3   | 6.4   | 5.7   |
|           |                 | 画分 2               | mg-P/g-SS  | 3.1   | 3.5   | 4.1   | 3.5   |
|           |                 | 画分 3               | mg-P/g-SS  | 5.2   | 6.6   | 6.1   | 5.9   |
|           |                 | PO <sub>4</sub> -P | mg-P/g-SS  | 5.5   | 2.0   | 4.5   | 4.0   |

### 6-3-3 水処理方式の差異が汚泥集約処理施設内のリン収支に与える影響 —Case 2

各下水処理場の水処理方式、あるいは送泥時の鉄塩添加が、送泥時の汚泥からのリン溶出に与える影響については6-3-2項で検討したが、ここではそれらの結果が汚泥集約処理施設内のリン収支に及ぼす影響について検討した。各下水処理場の水処理方式は6ヶ所全て同一とし、処理方式は標準法、AO法、凝集剤添加法(Fe系またはAl系)の4方式について検討した。凝集剤添加法については、用いる凝集剤をFe系とAl系の2種類とし、各々の添加率はFe系凝集剤を添加する場合が5.8 mg-Fe/L、Al系凝集剤を添加する場合が2.8 mg-Al/Lとした。なおこれらの各ケースの送泥時鉄塩添加に関する条件は、大阪南エースセンターにおいて実際に臭気対策として鉄塩を汚泥固形分に対し1.0%-Fe添加していることから、ここでも実際の条件に準じて鉄塩を1.0%-Fe添加することとした。

汚泥集約処理施設内の設定について、濃縮・脱水あるいは返流水処理プロセスでは無機凝集剤は添加しないものとした。塩基度調整については、塩基度1.0になるように消石灰を添加するものとした。また溶融プロセスにおいては、リンの揮散挙動は溶融時の酸化還元雰囲気依存するため、溶融時の炉内雰囲気は強還元と弱還元の2条件を検討した。

シミュレーションの結果を章末の付表6-4にまとめる。集約処理施設内の固形分および用排水の物質収支について、Case 2全体の計算結果を図6-11にまとめる。集約処理施設内でのリン収支については、溶融時の炉内雰囲気が弱還元雰囲気の場合を検討したCase 2-1～2-4の結果は図6-12に、強還元雰囲気の場合を検討したCase 2-5～2-8の結果を図6-14に示す。また主要部のリン濃度とリン負荷について、Case 2-1～2-4の結果は図6-13に、Case 2-5～2-8の結果は図6-15に示す。

溶融雰囲気が弱還元雰囲気の場合を検討したCase 2-1～2-4では、下水処理方式が標準法のCase 2-1で放流水T-P濃度は17 mg/Lとなり、放流水へのリン移行率は16%となった。上流の下水処理方式が全てAO法による高度処理となるCase 2-2の場合、放流水T-P濃度は48 mg/L、リン移行率は35%まで上昇し、標準法と比べて放流水質は大幅に悪化する結果となった。これは受入汚泥 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度がAO法の場合は標準法に比べて5倍以上高くなったため、濃縮・脱水プロセスで分離液側に $\text{PO}_4\text{-P}$ が移行し、返流水処理によってもその大部分は除去されなかった結果、それらのリンが最終的に放流水へ移行し、放流水リン負荷を高めたためである。上流の下水処理方式が凝集剤添加法のCase 2-3, 2-4の場合、標準法の場合より受入汚泥リン負荷が5割近く高くなるにもかかわらず、放流水T-P濃度は標準法とほとんど変わらず、結果的に放流水へのリン移行率は標準法の場合よりも低くなった。下水処理方式が凝集剤添加法で送泥時に臭気対策として鉄塩を1.0%-Fe添加すると、受入汚泥 $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度は2 mg/Lまで低下し、受入汚泥中のリンはほぼ全量溶融炉に投入されることとなる。溶融時のリン固定化率はCase 2-1～2-4のいずれの場合でもほぼ同じ値となり、その後の廃熱ボイラダストおよび排煙処理排水へのリン分配率もいずれのケースでほぼ同じとなるため、排煙処理排水へのリン移行量は溶融炉へ投入されるリン負荷量が多いCase 2-3, 2-4で最も高くなる。しかしCase 2-3, 2-4では排煙処理用水である返流水処理水のリン負荷がほとんど



ないため、排煙処理排水リン負荷は Case 2-1 と比較して大幅な上昇とならず、これに未使用の返流水処理水が合わさった放流水では、Case 2-1 の標準法の場合と Case 2-3, 2-4 の凝集剤添加法の場合でリン負荷はほとんど同じになる結果となった。

熔融雰囲気が強還元の場合を検討した Case 2-5～2-8 では、上流の下水処理方式に関わらずいずれの場合も、弱還元条件で検討した Case 2-1～2-4 の結果よりも放流水 T-P 濃度およびリン移行率は高くなった。Case 2-1～2-4 と Case 2-5～2-8 では、熔融炉前および返流水処理まではリン収支に違いはなく、熔融炉以降のリン分配に差が出てくる。弱還元条件で検討した Case 2-1～2-4 では、いずれの下水処理方式の汚泥でもスラグへのリン固定化率は 85～87%と高い値となったが、強還元条件で検討した Case 2-5～2-8 では、凝集剤添加法(Fe 系)の Case 2-7 でスラグへのリン固定化率は 79%と比較的高い値となったのを除くと、いずれも 50%前後の低いリン固定化率となり、粘着性ダストの生成等排ガス処理系統での不具合が懸念される結果となった。強還元雰囲気ではスラグへのリン固定化率は  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比により決まるため、汚泥中の Fe 濃度が高い凝集剤添加法(Fe 系)汚泥を処理するケースで特にリン固定化率が高くなる。最もリン固定化率が低くなったのは凝集剤添加法(Al 系)の汚泥を処理するケースとなったが、これは汚泥中のリン濃度が標準法や AO 法汚泥よりも高くなったためである。以上の結果、排煙処理排水へ移行するリンの量は強還元条件の Case 2-5～2-8 の方が全般的に高くなり、放流水リン濃度やリン負荷も高くなる。放流水質は、標準法汚泥を受け入れた Case 2-5 で T-P 濃度 41 mg/L と、同じく標準法汚泥を処理しているが熔融雰囲気が弱還元の場合の Case 2-1 の T-P 濃度 17 mg/L よりも約 2.5 倍高くなる結果となった。AO 法汚泥および凝集剤添加法(Al 系)汚泥を処理している Case 2-6, 2-8 ではさらに放流水質は悪化し、T-P 濃度は各々 75 mg/L, 61 mg/L となった。一方凝集剤添加法(Fe 系)汚泥を処理している Case 2-7 では、強還元条件でもスラグへのリン固定化率が高くなるため、放流水 T-P 濃度も 24 mg/L とその他のケースよりも低い T-P 濃度に抑えられる結果となった。

今後各下水処理場の水処理方式は標準活性汚泥法から窒素やリン除去を目的とした高度処理に移行していくと予想されるが、下水処理の高度化が汚泥集約処理施設に及ぼす影響を考えると、特に生物学的にリン除去を行う AO 法や A2O 法が採用された場合に汚泥集約処理施設からの放流水質の悪化が予想される結果となった。逆に Fe 系凝集剤を用いた凝集剤添加法による高度処理が導入された場合には、標準法の場合よりも集約処理施設からの放流水質は改善すると予想される。そこで 6-3-4 項では、上流の下水処理場が全て AO 法を採用した場合に、汚泥集約処理施設の放流水リン負荷削減対策として薬剤添加の効果を検討することとする。











#### 6-3-4 汚泥集約処理での薬剤添加の効果

##### (1) 送泥時臭気対策用鉄塩添加と塩基度調整用消石灰添加の効果 —Case 3

6-3-2(2)では、送泥プロセスでの鉄塩添加による汚泥集約処理施設受入汚泥性状の変化を調べ、鉄塩添加により汚泥からのリン溶出が抑制されることを示した。ここでは送泥時の鉄塩添加の有無により受入汚泥溶解性リン割合が変化することで、汚泥集約処理施設リン収支に及ぼす影響を見ることとする。また併せて塩基度調整用の消石灰添加の影響についても検討する。

上流の各下水処理場の設定については、6-3-3 項の Case 2 の検討結果を受け、今後高度処理が普及した場合、汚泥集約処理施設からの放流水リン濃度が最も高くなる AO 法を 6 ヶ所全ての処理場で採用するものとした。送泥時の鉄塩添加は、汚泥固形分に対し 1.0%-Fe 添加する場合と、添加しない場合を検討した。

汚泥集約処理施設内の設定については、濃縮・脱水あるいは返流水処理プロセスでは無機凝集剤は添加しないものとした。溶融前の塩基度調整は、塩基度調整を行わない場合と、塩基度 1.0 になるように消石灰を添加する場合を検討した。また溶融時の炉内雰囲気は強還元と弱還元の 2 条件を検討した。

シミュレーションの結果を章末の付表 6-5 にまとめる。集約処理施設内でのリン収支については、溶融時の炉内雰囲気が弱還元雰囲気の場合を検討した Case 3-1～3-4 の結果は図 6-16 に、強還元雰囲気の場合を検討した Case 3-5～3-8 の結果は図 6-18 に示す。また主要部のリン濃度とリン負荷について、Case 3-1～3-4 の結果は図 6-17 に、Case 3-5～3-8 の結果は図 6-19 に示す。

溶融雰囲気が弱還元の場合を検討した Case 3-1～3-4 では、鉄塩または消石灰の添加により放流水 T-P 濃度やリン負荷は減少する結果となった。一方溶融雰囲気が強還元の場合を検討した Case 3-5～3-8 では、鉄塩添加による放流水 T-P 濃度やリン負荷減少効果は見られたものの、消石灰の添加はリン収支に影響を及ぼさなかった。

溶融炉前および返流水処理までは、Case 2 でも議論したように、溶融時の還元雰囲気の強さによらずリン収支は変わらない。そこでこの範囲での鉄塩および消石灰添加のリン収支に及ぼす影響を見る。送泥時の鉄塩添加は受入汚泥  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度を低下させるため、濃縮・脱水で分離液側へのリン移行率も下がる。そのため返流水処理水  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度も下がり、結果的に放流水リン負荷が少なくなる。一方塩基度調整用の消石灰添加は、この範囲でのリン収支に影響は及ぼさない。

溶融炉以降のプロセスについて、鉄塩と消石灰添加の影響を見ると、溶融雰囲気が弱還元の条件では鉄塩または消石灰の添加によりスラグへのリン固定化率が上がり、排煙処理排水へのリン移行率が減るため、放流水負荷は低下する結果となった。鉄塩も消石灰も添加しない Case 2-4 と、送泥時に鉄塩を 1.0%-Fe 添加し、塩基度を 1.0 に調整した Case 2-1 を比較すると、鉄塩と消石灰の添加により放流水リン負荷は 25%減少した。溶融雰囲気が強還元の条件では、鉄塩添加はスラグへのリン固定化率の向上に寄与したものの、消石灰の添加の有

無はスラグへのリン固定化率に影響を及ぼさず、引き続き排ガス処理プロセスおよび放流水に対してもリン収支の変化は見られなかった。熔融雰囲気により鉄塩と消石灰によるスラグへのリン固定化効果に違いが出たのは、強還元雰囲気と弱還元雰囲気で熔融でのリン固定/揮散を議論するために用いる指標が異なることによる。すなわち弱還元雰囲気では、Ca や Fe の含有率が高くなることでスラグへのリン固定化率が上がる酸塩基比を指標として用いているのに対し、強還元雰囲気では Fe 含有率の増加のみがスラグへのリン固定化率を上げるとした  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比を用いているためである。

## (2) 汚泥集約処理施設内鉄塩添加の効果 - Case 4

汚泥集約処理施設からの放流水リン負荷削減のための対策として、汚泥集約処理施設内での鉄塩添加の効果を検討した。

集約処理施設へ流入したリンは、最終的にはスラグ、廃熱ボイラダスト、放流水のいずれかに移行し、場外に排出されることになるため、放流水へのリン移行率を減らすためには、リンをできるだけスラグまたはボイラダストに移行させることが必要となる。ただしボイラダストへのリン移行率を上げるとは、ダスト性状の悪化(粘着性ダストの生成)による煙道やボイラでのダスト堆積・閉塞を招く可能性があるため、実際にはスラグへのリン移行率を高めることが放流水リン負荷削減対策となる。第 4 章でも議論してきたように、汚泥熔融でスラグへのリン固定化率を上げるためには Ca や Fe 分の汚泥への添加が効果的であるが、特に Fe 分の添加は熔融時の還元強度によらずリン固定化効果を示すため、より効果的となる。

その一方で、集約処理施設へ流入したリンをできるだけスラグに移行させるためには、受入汚泥中の溶解性リンを不溶化して、熔融炉へ持ち込まれるリンの量を増やすことも重要となる。溶解性リンの不溶化には通常 Al 系や Fe 系の無機凝集剤が使われるが、スラグへのリン固定化効果を勘案すると Fe 系凝集剤を選択するのが適当である。そこで集約処理施設内での効果的な鉄塩添加箇所について検討することとする。

各下水処理場に関する設定について、水処理方式は 6 ヶ所全ての処理場で AO 法を採用するものとした。送泥時の臭気対策としての鉄塩添加については、鉄塩を添加しない場合と、鉄塩を汚泥固形分に対し 1.0%-Fe 添加する場合について検討した。

集約処理施設内での鉄塩添加については、濃縮で添加する場合、脱水で添加する場合、返流水処理の前処理として前凝集プロセスで添加する場合の 3 条件を検討した。このときの鉄塩添加率は、いずれの場合も受入汚泥固形分に対し 1.0, 1.5, 2.0%-Fe の 3 条件とした。熔融処理に先立つ塩基度調整については、塩基度 1.0 になるように消石灰が添加されるものとし、熔融時の炉内雰囲気は特に集約処理施設からの放流水質が悪くなる強還元条件のみを検討することとした。

シミュレーションの結果は付表 6-6 にまとめる。ここではまず鉄塩添加箇所の影響を検討することとするが、各添加箇所での影響を明確にするために、集約処理施設内でのリン収支について送泥時に鉄塩を 1.0%-Fe 添加する条件で検討した Case 4-11~4-20 のうち、鉄塩を添加











しない場合と濃縮、脱水、返流水処理前凝集の各プロセスで鉄塩を 2.0%-Fe(受入汚泥固形分に対し)添加する場合の Case 4-11, 4-14, 4-17, 4-20 の結果を図 6-20 に示す。また同じ条件について、主要部のリン濃度とリン負荷の結果を図 6-21 に示す。鉄塩を添加しない Case 4-11 では放流水 T-P 負荷は 1018 kg/日となり、放流水へのリン移行率は 54%となった。鉄塩添加によりいずれの場合も放流水リン負荷は低下する結果となったが、放流水リン負荷低減に最も効果的な鉄塩添加箇所は返流水処理前凝集プロセスで、次いで濃縮プロセスでの添加となった。前凝集プロセスと濃縮プロセスで鉄塩を 2.0%-Fe 添加した場合、放流水のリン負荷は約 65%削減された。一方脱水プロセスで鉄塩を添加した場合は、添加率 2.0%-Fe の場合でも放流水のリン負荷は 35%程度しか削減されず、前凝集および濃縮プロセスでの鉄塩添加に比べ放流水リン負荷削減効果は小さい結果となった。

鉄塩添加による放流水リン負荷削減効果は、返流水処理水リン負荷削減とスラグへのリン固定化率の向上の 2 点によるものである。このうちスラグへのリン固定化効果は、鉄塩の添加量が同じで添加した鉄分が汚泥中に固定化されるのであれば、その添加箇所には依存しない。そのため添加箇所の違いは、返流水リン負荷削減効果に大きく影響を及ぼすこととなる。濃縮プロセスと脱水プロセスで鉄塩を添加する場合を比較すると、濃縮プロセスで鉄塩を添加した場合は濃縮と脱水の両方の分離液  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度を下げることができるのに対し、脱水プロセスで添加した場合は脱水分離液しか  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度を下げることができない。さらに図 6-5 に示した濃縮と脱水プロセスでの  $\text{PO}_4\text{-P}$  不溶化に必要な Fe モル比の関係から、脱水よりも濃縮プロセスで鉄塩を添加する方が効率的にリンを不溶化できることが分かる。以上のことから、脱水プロセスよりも濃縮プロセスで鉄塩を添加する方が効率的に返流水リン負荷を下げることができ、結果として返流水処理水および放流水リン負荷も低下することとなる。返流水処理前凝集プロセスで鉄塩を添加する場合は、鉄塩の添加量さえ確保すれば確実に返流水処理水リン負荷を下げるができる。さらに添加 Fe 量と除去  $\text{PO}_4\text{-P}$  の関係を示した図 6-5 より、返流水処理前凝集プロセスで鉄塩を添加する場合は、濃縮あるいは脱水プロセスで鉄塩を添加する場合よりも、より効率的に  $\text{PO}_4\text{-P}$  を不溶化できることが分かる。以上のことから、返流水処理前凝集プロセスで鉄塩を添加する場合は、返流水処理水および放流水リン負荷を最も効果的に低減できることとなる。

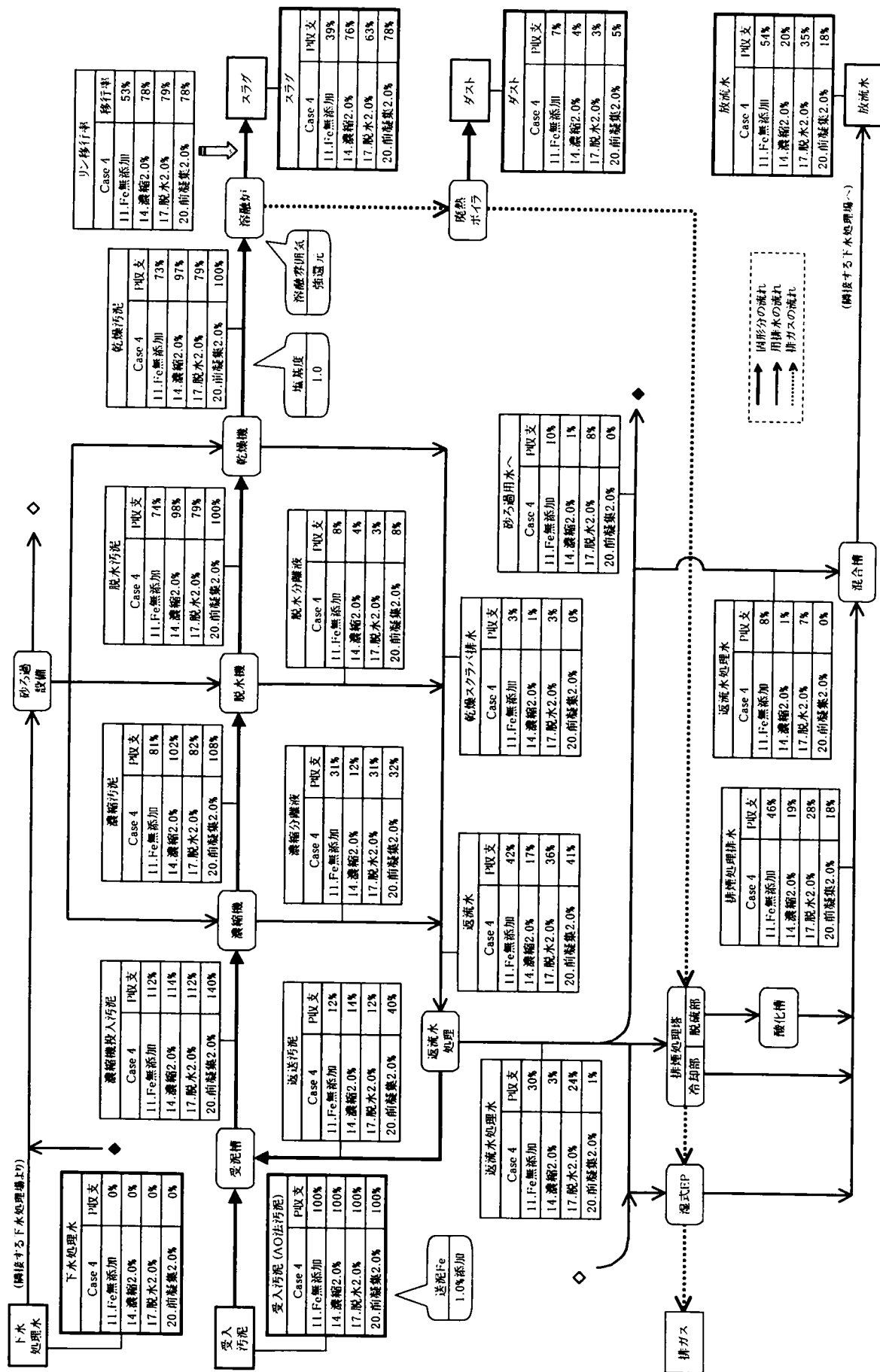
放流水リン負荷削減効果の面からは鉄塩は返流水処理前凝集プロセスで添加する場合は最も効果的となる結果となったが、一方で前凝集プロセスで添加する場合は中和に必要な苛性ソーダ量が最も多くなる。同じ量の鉄塩(ここではポリ鉄を想定)を添加した場合、濃縮よりも前凝集プロセスで添加する方が苛性ソーダ量は 3 倍以上必要となる。放流水リン負荷は前凝集プロセスで鉄塩を添加した場合が最も低くなるものの、濃縮プロセスで鉄塩を添加する場合と比較してリン負荷に大きな差はない。そのため薬剤コストも勘案した最適鉄塩添加箇所は、濃縮プロセスでの添加になると判断される。

そこで次に濃縮プロセスで鉄塩を添加する場合の添加率の影響について検討することとする。送泥時に臭気対策用の鉄塩を 1.0%-Fe 添加し、集約処理施設内の濃縮プロセスで鉄塩

を 1.0, 1.5, 2.0%-Fe(濃縮機投入汚泥固形分に対し)添加する条件と鉄塩を添加しない条件で検討した Case 4-11~4-14 の結果を図 6-22 に示す。また同じ条件について、主要部のリン濃度とリン負荷の結果を図 6-23 に示す。

濃縮プロセスでの鉄塩添加は、濃縮・脱水分離液の  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度を低下させることにより、返流水処理水のリン負荷を低減し、熔融炉へ持ち込まれるリンの量を増加させることになる。返流水処理水のリン負荷はその大部分が(排煙処理用水として用いられるかどうかは別にして)直接放流水リン負荷に上乗せされるが、鉄塩を 1.0%-Fe 添加することで返流水処理水 T-P 負荷は約 40%削減され、2.0%-Fe の添加では約 90%が削減される。結果として熔融炉に持ち込まれるリンの受入汚泥に対する比率は、鉄塩無添加の場合は 73%にとどまるのに対し、鉄塩添加率 1.0%-Fe では 90%まで増加し、添加率 2.0%-Fe では 97%と受入汚泥中のリンのほぼ全量が熔融炉に投入されることとなる。さらに鉄塩添加率の増加は、熔融炉投入汚泥中のリン負荷を上げるとともに、熔融プロセスでのスラグへのリン固定化率も向上させるため、スラグとして系外に排出されるリンの量を増やすことになる。その結果、もう一方の主な系外排出先である放流水のリン負荷も、鉄塩添加率の増加より低減することとなる。放流水 T-P 濃度は濃縮で鉄塩を 2.0%-Fe 添加した場合で 27mg/L となるが、このうち  $\text{PO}_4\text{-P}$  濃度は 10 mg/L と溶解性リンの割合はの 1/3 程度しかない。そのためさらに放流水リン負荷を下げるためには、SS 性のリンを除去することが効果的となる。

鉄塩の添加方法として、送泥時は鉄塩を添加せずに集約処理施設内でのみ添加する Case 4-1~4-10 と、送泥時と集約処理施設内の各々で鉄塩を添加する Case 4-11~4-20 の結果を比較すると、送泥時に鉄塩を 1.0%-Fe 添加し集約処理施設内でも鉄塩を 1.0%-Fe 添加した場合と、集約処理施設内のみで鉄塩を 2.0%-Fe 添加した場合で、放流水 T-P,  $\text{PO}_4\text{-P}$  負荷は比較的近い値となった。すなわち送泥時と集約処理施設内でトータルの鉄塩添加量が同じであれば、送泥時と集約処理施設内で分割して鉄塩を添加する場合と集約処理施設内で一括して鉄塩を添加する場合でその効果は変わらないということになる。ただし集約処理施設内での鉄塩添加は主に  $\text{PO}_4\text{-P}$  の不溶化を目的としているのに対し、送泥時の鉄塩添加は硫化水素発生抑制を主な目的としているため、実際にはそれらの目的を十分考慮して各々の鉄塩添加率を設定する必要がある。











## 6-4 シミュレーション結果に基づく考察

### 6-4-1 シミュレーション結果の要約

本章では汚泥熔融炉を含む下水汚泥集約処理施設におけるリンの挙動について、前章までの調査・実験結果をもとにした物質収支モデルを用いてシミュレーションによる検討を行った。ここで明らかになったことを要約する。

#### (1) 受入汚泥の性状変化

- ① 標準法, AO 法, 凝集剤添加法の比較により、発生汚泥量は標準法 93 t/日 (0.155 kg/m<sup>3</sup>) に対して AO 法 91 t/日 (0.152 kg/m<sup>3</sup>)、凝集剤添加法では溶解性リンに対して 2 倍モル量を添加した場合に Fe 系凝集剤添加で 98 t/日 (0.163 kg/m<sup>3</sup>)、Al 系で 96 t/日 (0.161 kg/m<sup>3</sup>) となった。
- ② 汚泥に含まれるリン排出負荷量は標準法 1,432 kg/日 (15.4 mg-P/g-SS), AO 法 1,887 kg/日 (20.7 mg-P/g-SS), 凝集剤添加法では Fe 系凝集剤添加で 2,088 kg/日 (21.3 mg-P/g-SS), 同 Al 系で 2,081 kg/日 (21.6 mg-P/g-SS) となった。
- ③ 送泥を想定した 24 時間後の汚泥性状変化は、25℃の条件でリン溶出率は標準法で 17%、AO 法 34%、凝集剤添加法では Fe 系, Al 系いずれもモル比 2 倍の添加率の場合で 5%、添加率をモル比で 3 倍とすると溶出は 0%に抑えられる。送泥後の PO<sub>4</sub>-P 濃度は標準法で 28.9 mg/L、AO 法で 72 mg/L、凝集剤添加法では 12 mg/L となった。
- ④ 温度によるリン溶出量を 24 時間後で比較すると差異はなかった。
- ⑤ 水処理方式が混在したシステムでは、各処理場での発生汚泥が混合状態で送泥されることを仮定した計算を行ったが、その間の質的变化はそれぞれ別々に求めて合算したものと差異が認められなかった。

#### (2) 送泥時の鉄塩添加によるリンの溶出抑制

- ① 汚泥集約処理システムにおいて各処理場からの汚泥移送手段としてスラリーのポンプ圧送が行われるが、その間の臭気対策と機材の腐食防止対策として鉄塩を添加することがあり、大阪南エースではおよそ 1.0% (10 mg-Fe/g-SS) の添加率で鉄塩の添加が行われている。ここでは添加率を 0.0%, 0.5%, 1.0%, 2.0% に変化させ、その影響を検討した。AO 法を対象とした検討では、無添加のときに 24 時間後のリン溶出率が 34%であったのに対して、0.5% 添加で 32%、1.0% 添加で 29%、2.0% の添加では 24% の溶出率となった。1.0% 添加時の PO<sub>4</sub>-P 濃度は 62 mg/L、2.0% 添加では 51 mg/L となり、リン溶出の抑制効果は 1.0% 添加で 14%、2.0% 添加で 30% であった。また、このときの鉄添加量は 1.0% では 909 kg-Fe/日であり、水処理の凝集剤添加法 (Fe 系) で用いる 3,458 kg/日に比べ約 1/4 に相当する量であった。

### (3) 下水処理方式と汚泥集約処理施設内のリン挙動との関係

- ① 合計 600,000 m<sup>3</sup>/日の下水処理場から発生する汚泥の集約処理を行った場合、集約処理場には図 6-11 に示したように 1.0%濃度の汚泥として 9,093~9,821 m<sup>3</sup>/日を受け入れることになる。ここでは、各処理場の水処理方式を標準法、AO 法、凝集剤添加法の3方式でそれぞれに発生した汚泥の集約処理場内でのリンの挙動を検討した。排水、固形物の流れは図 6-11 のように受入汚泥が 94.1~101.6 t-ds/日に対して、スラグが 24.3~30.8 t/日の発生する。場内で発生する排水のうち場内返流水処理の対象となるものが 12,637~13,645 m<sup>3</sup>/日、直接場外へ排水するものが 10,293~11,141 m<sup>3</sup>/日である。隣接下水処理場へ戻される返流水は、直接排水するものに加え場内返流水処理水の一部が合わさり合計 13,630~14,737 m<sup>3</sup>/日となる。
- ② 水処理方式別の系内でのリン挙動を見る場合に、熔融炉の運転条件として熔融雰囲気弱還元か強還元雰囲気かによって結果が異なる。弱還元雰囲気の場合、リンのスラグへの固定化は受入汚泥中のリンを 100%とすると AO 法が最低の 64%、他方式は 82~87%の範囲となった。返流放流水として排出されるリンの比率は AO 法の場合 35%、排出リン負荷量は 658 kg/日、T-P 濃度が 48 mg/L となる。他方式では比率で 11~16%、T-P 濃度は 15~18 mg/L であった。
- ③ 一方強還元雰囲気下では熔融炉でのリン揮散が進み、スラグへの固定化率は凝集剤添加法で Fe 添加の場合に 79%となることを最高に、AO 法では 39%まで低下する。これはモデルで設定した Fe/(P+Si)比によって熔融炉でのリンの挙動が定まるとしたことによるもので、同比で凝集剤添加法(Fe 系)で 0.48 であったのに対して、AO 法では 0.21 までこの指標が低下したためである。この結果、返流放流水として排出されるリンの比率(受入汚泥中のリンを 100%とする)は AO 法の場合 54%、T-P 負荷量が 1,018 kg/日、T-P 濃度は 75 mg/L まで上昇することになった。強還元雰囲気下では Fe 添加の凝集剤添加法が最も返流放流水の負荷量が少なく、比率で 17%、T-P 濃度で 24 mg/L であった。

### (4) 汚泥集約処理施設内での鉄塩添加および塩基度調整剤がリン収支に与える影響

- ① 熔融炉における塩基度調整がリンの挙動に与える影響に関しては、水処理方式を AO 法とした場合には弱還元雰囲気下でスラグへ固定されるリンの割合が塩基度未調整では 57%であるのに対し、塩基度を 1.0 に調整すると 64%まで上昇する。そのときの返流放流水の T-P 負荷量は塩基度未調整で 754 kg/日(T-P 濃度 55 mg/L)、調整後には 658 kg/日(T-P 濃度 47 mg/L)となった。塩基度調整の効果は多少あるものの、流入リン負荷量の 35%が場外へ返流することになり、高度処理が普及すると塩基度調整のみでは対処が不十分であることを示した。強還元雰囲気下では塩基度調整の効果はほとんど見られない結果となった。
- ② そこで集約処理施設内で鉄塩を加えることで、返流放流水リン負荷量の削減を検討し

た。添加場所は汚泥濃縮前、脱水前および返流水処理の前凝集で用いる 3 ケースを想定した。溶融でのリン揮散が激しくなる水処理方式 AO 法、溶融雰囲気は強還元状態において、送泥時に鉄塩を 1.0% 添加し、塩基度調整を行う条件で、集約処理施設内での鉄塩添加の効果を検討した。鉄塩添加率は汚泥固形分に対して 2.0%-Fe とした。その結果、スラグへ固定されるリンの割合は鉄塩無添加が 39%であったのに対して、濃縮が 75%、脱水が 62%、前凝集が 76%とそれぞれ鉄塩添加の効果を示した。ここで加えた鉄塩の総量は送泥時と施設内とを合わせて、約 2,790 kg/日となり、水処理を凝集剤添加法を採用し、Fe/P 比で 2 倍モル比としたときの 3,450 kg/日のおよそ 81%の量であった。

- ③ その際の返流放流水のリン排出負荷量は無添加が 1,018 kg/日 (T-P 濃度 75 mg/L) に対して、濃縮 393 kg/日 (同 27 mg/L)、脱水 658 kg/日 (同 46 mg/L)、前凝集 371 kg/日 (同 25 mg/L) であった。
- ④ 施設内での鉄塩添加率を 0.0~2.0% の範囲で変化させると、その範囲では鉄塩添加率に応じてスラグへのリン固定、返流放流水のリン排出量が求まった。

#### 6-4-2 スラグへのリン固定化率

本研究では汚泥溶融炉をリン障害から解放するための条件を探ることが主要課題のひとつである。実炉での調査例で明らかになったように、汚泥溶融炉においては溶融プロセスでリンが揮散して排ガス処理ラインでさまざまな障害を引き起こす。これを防止するためには汚泥中のリンを安定してスラグ内へ固定化することが望ましい。

表 6-13 に溶融炉でのスラグリン固定化率を整理した。第 4 章、第 5 章で示したように、溶融炉におけるリンの挙動は汚泥の組成に基づく酸塩基比、あるいは  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比と溶融炉の酸化還元雰囲気に依存している。本章で示した弱還元雰囲気での酸塩基比 ((6.12) 式) とそれに基づくリン固定化率予測関数 ((6.14) 式)、強還元雰囲気での  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比 ((6.13) 式) とそれに基づくリン固定化率予測関数 ((6.15) 式) によってシミュレーションではリン挙動を定めている。

溶融炉での安定した操炉条件となるリン固定化率は厳密には定義されていないが、実炉での状況から 75% 以上のリン固定化率が必要だとすると、(6.14) 式と (6.15) 式から弱還元雰囲気では酸塩基比は 0.78 以上が必要、強還元雰囲気では  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比が 0.40 以上が必要となる。表 6-13 から弱還元雰囲気では、AO 法において送泥時にも集約処理施設内でも鉄塩を添加しない、また塩基度調整なしのケースで、酸塩基比が 0.74、リン固定化率が 73% となっており、厳しい状況にある。弱還元雰囲気のその他のケースでは、送泥時に鉄塩を 1.0% 添加しかつ塩基度調整を行えば、80% 以上のリン固定化率が確保される結果となっている。

強還元雰囲気の場合にはスラグへのリン固定化率が 75% を上回るのは、送泥時 1.0% の鉄塩添加を前提とすると、凝集剤添加法で Fe を 2 倍当量加えるケースと、AO 法においては集約処理内で濃縮、脱水、返流水処理のいずれかで鉄塩を 1.5% 以上添加するケースとなった。凝

表 6-13 各処理条件におけるスラグへのリン固定化率

| 条件             |            |           |                |           |           |     | 結果                 |            |          |                    |
|----------------|------------|-----------|----------------|-----------|-----------|-----|--------------------|------------|----------|--------------------|
| 下水処理場          |            | 送泥        | 汚泥集約処理施設       |           |           |     | スラグリン移行率<br>(固定化率) |            | 酸塩基<br>比 | Fe/<br>(P+Si)<br>比 |
| 下水<br>処理方式     | 凝集剤<br>添加率 | 鉄塩<br>添加率 | 鉄塩<br>添加<br>箇所 | 鉄塩<br>添加率 | 塩基度<br>調整 | 塩基度 | 弱還元<br>雰囲気         | 強還元<br>雰囲気 |          |                    |
|                | mg-M/L     | %-Fe/ds   |                | %-Fe/ds   |           | —   | %                  | %          | —        | —                  |
| AO 法           | —          | なし        | なし             | —         | あり        | 1.0 | 85                 | 20         | 1.05     | 0.09               |
|                |            | なし        | なし             | —         | なし        | 0.6 | 73                 | 20         | 0.74     | 0.09               |
|                |            | 1.0%      | なし             | —         | あり        | 1.0 | 86                 | 53         | 1.13     | 0.21               |
|                |            |           | 濃縮             | 1.0%      | あり        | 1.0 | 86                 | 69         | 1.13     | 0.33               |
|                |            |           |                | 1.5%      | あり        | 1.0 | 86                 | 74         | 1.15     | 0.38               |
|                |            |           |                | 2.0%      | あり        | 1.0 | 87                 | 77         | 1.19     | 0.44               |
|                |            |           | 脱水             | 1.0%      | あり        | 1.0 | 87                 | 70         | 1.22     | 0.34               |
|                |            |           |                | 1.5%      | あり        | 1.0 | 88                 | 75         | 1.28     | 0.40               |
|                |            |           |                | 2.0%      | あり        | 1.0 | 89                 | 78         | 1.34     | 0.46               |
|                |            |           | 前凝集            | 1.0%      | あり        | 1.0 | 85                 | 67         | 1.09     | 0.31               |
|                |            |           |                | 1.5%      | あり        | 1.0 | 86                 | 72         | 1.12     | 0.36               |
|                |            |           |                | 2.0%      | あり        | 1.0 | 87                 | 78         | 1.17     | 0.41               |
| 凝集剤<br>添加法(Fe) | 5.8        | 1.0%      | なし             | —         | あり        | 1.0 | 87                 | 79         | 1.18     | 0.48               |
| 凝集剤<br>添加法(Al) | 2.8        | 1.0%      | なし             | —         | あり        | 1.0 | 85                 | 47         | 1.06     | 0.19               |
| 標準法            | —          | 1.0%      | なし             | —         | あり        | 1.0 | 87                 | 55         | 1.16     | 0.22               |

※ スラグへのリン移行率(固定化率)が75%以上のケースは網掛けで表示

集剤の必要量から見ると、凝集剤添加法の場合、水処理で 3,458 kg/日、送泥用として 982 kg/日、合計 4,440 kg/日となる。一方 AO 法で集約処理施設内で鉄塩添加する場合には、送泥用として 909 kg/日、集約処理施設内で 1,411 kg/日(濃縮での添加の場合)、合計 2,320 kg/日となった。

#### 6-4-3 返流水リン負荷量

本研究の所期の目的のひとつが、汚泥集約処理施設から発生し放流あるいは隣接下水処理場へ返送される排水中のリン排出負荷量の削減である。各ケースにおけるリン排出負荷量、返流放流水中のリン濃度については、前節あるいは本節の結果の要約で述べたとおりである。

削減目標はその施設が置かれている状況により異なり、直接放流を行わない場合には返送する相手先の下水処理場とのバランスが重要となる。このシミュレーションで想定したケースのように、集約処理場から近隣の 100,000 m<sup>3</sup>/日規模の下水処理場に戻すことを想定し、その

下水処理場の受入可能量を定めることで排出許容量が定まる。仮に当該処理場の流入下水のリン濃度を 4 mg/L とすると、下水処理場のリン流入負荷量は 400 kg/日となるが、それに対する許容量を決める必要がある。

表 6-14 にシミュレーションにより求めたリン排出負荷量と T-P 濃度をまとめて示した。仮に排出許容量を 400 kg/日とすると、溶融炉でのリン固定化率が高い弱還元雰囲気においては、水処理で凝集剤添加法 (Fe, Al) が採用された場合にはリン排出量は 250 kg/日前後となる。水処理方式を AO 法とした場合には、送泥時の鉄塩添加や塩基度調整だけでは許容量を上回る結果となった。これは濃縮、脱水プロセスにおいてすでに溶出している  $\text{PO}_4\text{-P}$  が分離液として排出され、返流水処理で処理しきれずに排出されるためである。返流水リン負荷量を 400 kg/日以下にするには、濃縮または前凝集で鉄塩を 1.0%以上加える必要がある。

一方、溶融炉が強還元雰囲気で運転された場合には、400 kg/日以下となる条件は、水処理で凝集剤添加法 (Fe 系) を採用した場合、集約処理施設内で鉄塩を濃縮あるいは返流水処理の前凝集として 2.0%以上添加した場合に限られる。すなわち、返流水処理でリンを確実に

表 6-14 各処理条件における返流放水中のリン排出負荷量および T-P 濃度

| 条件         |        |        |          |        |       |     | 結果                |                  |                   |                  |      |           |
|------------|--------|--------|----------|--------|-------|-----|-------------------|------------------|-------------------|------------------|------|-----------|
| 下水処理場      |        | 送泥     | 汚泥集約処理施設 |        |       |     | リン排出負荷量・T-P 濃度    |                  |                   |                  | 酸塩基比 | Fe/(P+S)比 |
| 下水処理方式     | 凝集剤添加率 | 鉄塩添加率  | 鉄塩添加箇所   | 鉄塩添加率  | 塩基度調整 | 塩基度 | 弱還元雰囲気<br>P 排出負荷量 | 弱還元雰囲気<br>T-P 濃度 | 強還元雰囲気<br>P 排出負荷量 | 強還元雰囲気<br>T-P 濃度 |      |           |
|            | mg-M/L | %Fe/ds |          | %Fe/ds |       | —   | kg/日              | mg/L             | kg/日              | mg/L             | —    | —         |
| AO 法       | —      | なし     | なし       | —      | あり    | 1.0 | 758               | 57               | 1,421             | 107              | 1.05 | 0.09      |
|            |        | なし     | なし       | —      | なし    | 0.6 | 882               | 67               | 1,421             | 107              | 0.74 | 0.09      |
|            |        | 1.0%   | なし       | —      | あり    | 1.0 | 658               | 48               | 1,018             | 75               | 1.13 | 0.21      |
|            |        |        | 濃縮       | 1.0%   | あり    | 1.0 | 387               | 28               | 609               | 43               | 1.13 | 0.33      |
|            |        |        |          | 1.5%   | あり    | 1.0 | 309               | 22               | 484               | 34               | 1.15 | 0.38      |
|            |        |        |          | 2.0%   | あり    | 1.0 | 253               | 18               | 393               | 27               | 1.19 | 0.44      |
|            |        |        | 脱水       | 1.0%   | あり    | 1.0 | 558               | 40               | 758               | 54               | 1.22 | 0.34      |
|            |        |        |          | 1.5%   | あり    | 1.0 | 543               | 38               | 698               | 49               | 1.28 | 0.40      |
|            |        |        |          | 2.0%   | あり    | 1.0 | 532               | 37               | 658               | 46               | 1.34 | 0.46      |
|            |        |        | 前凝集      | 1.0%   | あり    | 1.0 | 273               | 19               | 533               | 38               | 1.09 | 0.31      |
|            |        |        |          | 1.5%   | あり    | 1.0 | 222               | 15               | 427               | 30               | 1.12 | 0.36      |
|            |        |        |          | 2.0%   | あり    | 1.0 | 209               | 14               | 371               | 25               | 1.17 | 0.41      |
| 凝集剤添加法(Fe) | 5.8    | 1.0%   | なし       | —      | あり    | 1.0 | 224               | 15               | 351               | 24               | 1.18 | 0.48      |
| 凝集剤添加法(Al) | 2.8    | 1.0%   | なし       | —      | あり    | 1.0 | 260               | 18               | 884               | 61               | 1.06 | 0.19      |
| 標準法        | —      | 1.0%   | なし       | —      | あり    | 1.0 | 223               | 17               | 574               | 41               | 1.16 | 0.22      |

※ リン排出負荷量が 400 kg/日以下のケースは網掛けで表示

に除去する対策を取って回収するか、濃縮プロセスで分離液側に排出されるリンを削減するための対策が必要となってくる。排出許容量がさらに厳しくなった場合には、返流水処理でのSS除去効率を高めて不溶性のリンを回収すること、あるいは今回のフローでは大阪南エースセンターの現状に合わせて、熔融炉排ガス処理設備のうちリン排出負荷量が比較的高い湿式EP排水と排煙処理塔の脱硫排水を返流水処理設備に導入し、リン除去を行う必要がある。

以上のことから、熔融炉の安定運転とリン排出負荷量の削減を両立させるためには、リン除去のための高度処理が普及することを前提とすると、水処理方式をFeを用いた凝集剤添加法を採用するか、AO法の場合には送泥時の鉄塩添加に加え、集約処理施設内で濃縮プロセスあるいは返流水処理の前凝集として鉄塩を2.0%程度添加することが好ましいことになる。

#### 6-4-4 リンの排出抑制がランニングコストに与える影響

##### (1) 検討条件

前項で熔融炉の安定運転と集約処理施設からのリン排出量の観点から、全体システムの構成と薬剤の使用箇所およびその必要量について検討した。その結果、鉄系凝集剤の有効性が明らかになったが、薬剤の使用は運転経費の増大に直結する。本項では薬剤の使用に関して経済性の点からの検討を加える。

薬剤の使用量およびその使用箇所がランニングコストに与える影響を明確にするためには、システム全体の総経費をもって比較すると焦点が不明確となるため、ここでは関連する箇所における薬剤費用、電力費等に絞った比較検討を行う。

ここで取り扱う運転経費算出のための項目は以下の通りとする。

##### ① 薬剤

薬剤については、表 6-15 に示す項目について検討した。脱水用の高分子凝集剤に関しては、実遠心脱水機を用いたポリ鉄添加による脱水性への影響調査と室内実験による遠心分

表 6-15 薬剤の使用箇所と使用量算出方法

| 薬剤名              | 使用箇所, 使用目的                            | 使用量算出方法                                 |
|------------------|---------------------------------------|---|
| 鉄塩<br>(ポリ硫酸第二鉄)  | 水処理でのリン除去<br>送泥時の臭気対策<br>集約処理場内でのリン対策 | 前項シミュレーション条件による                         |
| アルミニウム塩<br>(PAC) | 水処理でのリン除去                             | 前項シミュレーション条件による                         |
| 苛性ソーダ<br>(20%溶液) | 凝集剤使用時の排水中和用<br>熔融炉排ガス処理用             | 前項シミュレーション条件による<br>原単位として 24.5 L/t-cake |
| 消石灰              | 熔融炉塩基度調整剤                             | 前項シミュレーション条件による                         |
| 高分子凝集剤           | 汚泥脱水調質用                               | 図 6-24 に示す調査結果による                       |



離機を用いた濃縮への影響調査が行われている。そこでは図 6-24 に示すように、濃縮汚泥へのポリ鉄添加により脱水ケーキ含水率、高分子凝集剤の使用量に好影響を与えることが明らかになっている<sup>2)</sup>。この試算上では脱水ケーキ含水率を 78%一定として、高分子凝集剤の使用量低減の効果をデータから推定式を以下の通りとする。

$$\text{ポリマー添加率}(\% \text{ds 当り}) = -0.11 \times \text{Fe}_{\text{dw}}^2 - 0.02 \times \text{Fe}_{\text{dw}} + 0.78 \quad \cdots \cdots (6.16)$$

ただし、 $\text{Fe}_{\text{dw}}$ ：濃縮汚泥へのポリ鉄添加率(%-Fe/ds)

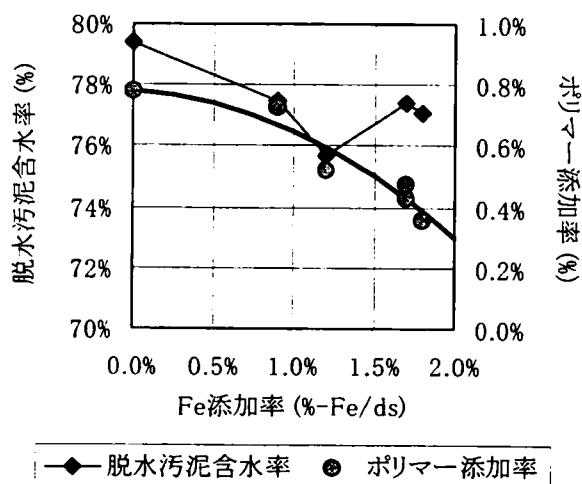


図 6-24 脱水工程でのポリ鉄添加による汚泥含水率およびポリマー添加率低減効果

## ② 電力

表 6-16 電力の使用量算出方法

| プロセス  | 算出範囲              | 使用量算出方法 <sup>3)</sup>  |
|-------|-------------------|--|
| 水処理   | 対象外               | —  |
| 送泥    | 送泥ポンプ             | 1.0%濃度の発生汚泥に対して<br>原単位として 0.21 kwh/m <sup>3</sup>                                |
| 濃縮    | 遠心濃縮機および主要補機      | 遠心濃縮機本体<br>原単位として 1.0 kwh/m <sup>3</sup><br>補機類<br>原単位として 0.7 kwh/m <sup>3</sup> |
| 脱水    | 遠心脱水機および主要補機      | 遠心脱水機本体<br>原単位として 3.5 kwh/m <sup>3</sup><br>補機類<br>原単位として 1.5 kwh/m <sup>3</sup> |
| 乾燥・溶融 | 汚泥乾燥機, 溶融炉, 排ガス処理 | 汚泥乾燥設備<br>原単位として 34 kwh/t-cake<br>溶融設備および補機類<br>原単位として 86 kwh/t-cake             |
| 返流水処理 | 返流水処理設備           | 原単位として 0.5 kwh/m <sup>3</sup>  |

### ③ 助燃剤

助燃剤使用量算出方法については表 6-17 に示す。ポリ鉄を汚泥に添加することにより、熔融時の融点が低下することが確認されているが<sup>4)</sup>、燃費に関わる定量的データが不足することから、ここでは脱水ケーキ含水率が 78%で一定として燃費はすべての条件で同一とする。

表 6-17 乾燥・熔融プロセスに用いる助燃剤使用量算出方法

| プロセス  | 算出範囲                                   | 使用量算出方法                         |
|-------|--|---------------------------------|
| 乾燥・熔融 | 乾燥機補助ボイラ用灯油<br>熔融炉助燃用灯油 および<br>空気加熱用灯油 | 乾燥、熔融設備全体<br>原単位として 60 L/t-cake |

### (2) 検討結果

付表 6-7 に運転経費算出結果の一覧表を、表 6-18 にその要約を示す。

表 6-18 では送泥時に臭気対策として鉄塩を 1.0%-Fe/ds 加えることを前提として、標準法 (Case 2-5)、鉄塩を用いた凝集剤添加法 (Case 2-7)、嫌気好気法 (AO 法) のうち集約処理施設内で鉄塩を用いない場合 (Case 2-6)、鉄塩を加えるケースの中で添加率を 2.0%-Fe/ds として濃縮プロセスで加える場合 (Case 4-14)、脱水プロセスで加える場合 (Case 4-17)、返流水前凝集で加える場合 (Case 4-20) の 6 ケースを要約している。これらの中で、熔融炉での安定運転のためスラグへのリン固定化率を 75%以上が望ましいとした場合、これを満足するのは Case 2-7 と AO 法では鉄塩を 2.0%-Fe/ds 添加する Case 4-14、Case 4-17、Case 4-20 とした場合であり、返流水から排出されるリン負荷量を 400 kg-P/日以下とした場合にはこれを満足するのは Case 2-7 と Case 4-14、Case 4-20 である。これらを制約条件とした場合には、上流側処理場での水処理方式を凝集剤添加法で鉄塩を用いたケース、AO 法を採用する場合には集約処理施設内で鉄塩を濃縮あるいは返流水前凝集プロセスで 2.0%-Fe/ds 程度加えるケースがこれに該当することになる。

これらを前提に運転経費を比較すると、各ケースで大きく異なる項目は、鉄塩を加えることによる費用、脱水機の調質用として用いる高分子凝集剤の添加率が脱水プロセスで鉄塩添加することで脱水性が向上するために低減できる効果によるものが大きな相違点として留意すべきことが分かる。細部にわたる検討では、各条件で汚泥発生量が異なることによる電力量、灯油使用量ほかの薬剂量が異なってくること、鉄塩を添加することで中和用のアルカリ剤が必要となることによるものなどが指摘できるが、全体を見ると大きな差異とはなっていない。

運転経費全体で比較すると、AO 法において濃縮プロセスで鉄塩添加をする場合が最も安価な方式であった。次いで返流水処理前凝集で鉄塩を添加する場合、水処理を凝集剤添加法として集約処理施設内では鉄塩は用いない場合の順となった。その差異は、濃縮で鉄塩を用いることで汚泥量の増加が前凝集より少ないこと、対象液の pH 低下が少なく中和用の苛性ソーダ量を減らせること、また水処理で用いるリン除去用凝集剤量と比べ鉄塩添加量を少なく

表 6-18 運転経費の比較(要約)

| 処理条件 | Case                      |                  | 2-5   | 2-7                | 2-6   | 4-14         | 4-17         | 4-20          |
|------|---------------------------|------------------|-------|--------------------|-------|--------------|--------------|---------------|
|      | 水処理方式                     |                  | 標準法   | 凝集剤<br>添加法<br>(Fe) | AO 法  |              |              |               |
|      | 集約処理施設<br>Fe 添加条件         |                  | —     | —                  | Fe なし | 濃縮<br>Fe2.0% | 脱水<br>Fe2.0% | 前凝集<br>Fe2.0% |
| 結果   | 熔融炉リン固定化率                 | %                | 55%   | 79%                | 53%   | 77%          | 78%          | 76%           |
|      | 返流水 P 排出負荷量               | kg/日             | 574   | 351                | 1,018 | 393          | 658          | 371           |
| 運転経費 | ポリ硫酸第二鉄                   | 千円/日             | 212   | 1,008              | 206   | 633          | 633          | 633           |
|      | 消石灰                       | 千円/日             | 85    | 87                 | 84    | 85           | 90           | 89            |
|      | 苛性ソーダ                     | 千円/日             | 463   | 490                | 453   | 539          | 559          | 661           |
|      | ポリマー                      | 千円/日             | 752   | 796                | 734   | 786          | 283          | 803           |
|      | 薬品合計                      | 千円/日             | 1,512 | 2,381              | 1,477 | 2,043        | 1,565        | 2,186         |
|      | 電力                        | 千円/日             | 1,119 | 1,181              | 1,092 | 1,149        | 1,143        | 1,191         |
|      | 助燃剤                       | 千円/日             | 850   | 900                | 832   | 889          | 891          | 907           |
|      | 合計                        | 千円/日             | 3,481 | 4,462              | 3,401 | 4,081        | 3,599        | 4,284         |
|      | 標準法との相対比                  | %                | 100%  | 128%               | 98%   | 117%         | 103%         | 123%          |
|      | 下水 1 m <sup>3</sup> 当りの費用 | 円/m <sup>3</sup> | 5.80  | 7.44               | 5.67  | 6.80         | 6.00         | 7.14          |

※全条件とも送泥時には Fe1.0%/ds 添加

抑えられること等が原因となっている。脱水プロセスで鉄塩添加をする場合は、熔融炉でのリンの安定化が図られかつ脱水での高分子凝集剤を節減できる効果があるが、一方で濃縮分離液からのリン排出量が多いため系外へのリン排出負荷量が多く、別途その対策を講じる必要性がある。

標準法を対象とした場合の運転経費の増加率は、濃縮での鉄塩添加が 1.17 倍、前凝集が 1.23 倍、凝集剤添加法が 1.28 倍となった。この試算は 600,000 m<sup>3</sup>/日の下水処理場からの汚泥を対象としたものであるが、下水処理量 1.0 m<sup>3</sup> 当たりの運転経費はこの算定範囲では Case 4-14 の濃縮への鉄塩添加で、6.80 円/m<sup>3</sup> となった。標準法との比較における増分は 1.00～1.64 円/m<sup>3</sup> の範囲であった。

## 6-5 結語

本章では下水汚泥集約処理施設における汚泥熔融炉プロセスでのリンの挙動を中心に、水処理での汚泥発生から送泥集約処理施設内での濃縮、脱水、熔融、さらに返流水処理までを含めたシステムにおけるリンの挙動をシミュレートすることを試みた。

その手法としては前章までの調査・実験結果をもとにした物質収支モデルを構築し、その上で様々な与条件の中でシミュレーションを行った。その目的とするところは、汚泥熔融炉がリン

障害を起こさず安定して運転が可能であること、システムから系外に排出される排水のリン負荷量を軽減するための条件を探ることにある。すなわち、ここでは汚泥中のリンを熔融スラグ内に安定して取り込み、排ガスあるいは排水中から除外することを最優先とする前提を立て、その中で経済性を含めた方策を検討した。

ここで明らかになったことを以下に要約する。

- ① 汚泥熔融炉の運転において、運転雰囲気が強還元雰囲気とすると熔融炉におけるリンの挙動は熔融炉投入汚泥の  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比で説明でき、この比率を 0.40 以上とすることで熔融スラグへのリン固定化率を 75%程度以上にすることができる。
- ②  $\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})$  比は標準法の汚泥で 0.22、AO 法汚泥でも 0.21 であり、このままでは熔融炉でのリン揮散が予測される。これを防止するためには汚泥中の Fe 濃度を高める必要がある。この比を 0.40 以上とするためには、水処理方式を凝集剤添加法としてリンに対して 2.0 倍当量の鉄塩を加えるか、集約処理施設内で鉄塩を汚泥固形物量に対して 1.5～2.0%-Fe/ds 以上の添加が必要である。
- ③ また、返流水処理水からのリン排出負荷量を削減するためには、汚泥からのリン溶出を抑制する、または溶出したリンを固定化して分離して排出抑制することが必要となる。前者は水処理方式を凝集剤添加法として凝集剤をリンに対して 2.0 倍当量以上加えることで抑制できる。汚泥を集約処理施設に送泥する場合に臭気対策として鉄塩を加えることがあり、およそ 1.0%-Fe/ds 程度の添加率が採用されているが、AO 法汚泥の場合、無添加時に 24 時間後に 34%のリン溶出率であるのに対して、鉄塩を 1.0%-Fe/ds 添加した場合には 29%の溶出率に抑制される。
- ④ したがって、AO 法汚泥では集約処理施設内において、溶出したリンを固定化する手段をとる必要がある。その場合には、濃縮、脱水での鉄塩添加、あるいは返流水処理でのリン対策を講じることが有効である。ただし、脱水では濃縮分離液中のリンを別途対策することが必要となる。濃縮あるいは返流水処理の前処理として鉄塩を加え、凝集処理によりリンを固定化する方法をとった場合、固形物当たり 2.0%-Fe/ds 程度の鉄塩添加が必要となる。
- ⑤ 熔融スラグへのリン固定化と返流水リン負荷削減対策を両立させる条件として、水処理方式を鉄塩添加の凝集剤添加法を採用する、集約処理施設内で濃縮プロセスあるいは返流水処理で鉄塩を添加する方法が有効であることが分かった。
- ⑥ 運転経費の点から比較すると、上記の方法の中では、濃縮プロセスでの 2.0%-Fe/ds 添加、返流水処理での 2.0%-Fe/ds 添加、水処理での凝集剤添加法の採用の順序となった。それらは標準法を採用したときと比較し、標準法を 100%とした場合それぞれ 117%, 123%, 128%の相対的経費増となる。

汚泥集約処理システムにおいては、今後水処理での高度処理が一般化され、汚泥中のリン濃度が高まるにつれて汚泥処理系でのリン対策の重要性が増加することは避けられない。特に汚泥熔融プロセスを合わせ持つ場合には、熔融炉でのリン揮散による設備障害が起きる可

能性が高く、安定した運転を確保する上でリンの対策が重要となっている。本章での検討を通じて、鉄塩を加えることによる対策が有効であること、その具体的な方策についての評価を行い、限られた条件の中ではあるが結論を得ることができた。

#### 6-6 引用, 参考文献

- 1) 村上孝雄 : 生物学的脱リン法における汚泥処理返流水リン負荷の影響とその削減方法に関する一考察, 下水道協会誌, Vol.26, No.296, p.19-30 (1989)
- 2) 長谷川俊和, 小出典宏, 尾崎俊也, 岩部秀樹 : 下水汚泥溶融スラグへのリン固定化とその効果, 環境衛生工学研究, Vol.15, No.3, p87-92 (2001)
- 3) 建設省都市局下水道部監修 : 下水汚泥処理総合計画策定(日本下水道協会) (1991)
- 4) 長谷川俊和, 尾崎俊也, 岩部秀樹, 小出典宏 : 下水汚泥溶融スラグへのリン固定化とその効果, 廃棄物学会研究発表会(投稿中), Vol.12 (2001)
- 5) Metcalf & Eddy, Inc. : Wastewater Engineering - Treatment, Disposal and Reuse (McGraw-Hill, Inc., New York), p.701 (1991)
- 6) Metcalf & Eddy, Inc. : Wastewater Engineering - Treatment, Disposal and Reuse (McGraw-Hill, Inc., New York), p.721 (1991)
- 7) 井出哲夫 : 水処理工学 - 理論と応用 -, 技報堂出版株式会社, p.221 (1993)
- 8) 建設省都市局下水道部 : 下水道施設計画・設計指針と解説 後編 (社団法人日本下水道協会), p.35 (1994)
- 9) 岩部秀樹, 堅田智洋, 小松敏宏 : 無機凝集剤を併用した下水高度処理システムの処理特性, 環境衛生工学研究, Vol.11, No.2, p.13-25 (1997)

付表 6-1(1) 下水処理各プロセスでのリンを中心とした収支モデル式(1)

| プロセス  | 記号            | 定義                     | 単位                | 式  |
|-------|---------------|------------------------|-------------------|--|
| 最初沈殿池 | $Q_0$         | 流入水量                   | m <sup>3</sup> /日 | 設定値  |
|       | $C_{0(SS)}$   | 流入水 SS 濃度              | mg-SS/L           | 設定値 (表 6-3)  |
|       | $C_{0(VSS)}$  | 流入水 VSS 濃度             | mg-VSS/L          | 設定値 (表 6-3)  |
|       | $C_{0(P-i)}$  | 流入水固形性 i 成分濃度          | mg-i/L            | 設定値 (表 6-3)  |
|       | $C_{0(S-i)}$  | 流入水溶解性 i 成分濃度          | mg-i/L            | 設定値 (表 6-3)  |
|       | $R_{fs(SS)}$  | 初沈 SS 除去率              | %                 | 設定値 (表 6-4)  |
|       | $R_{fs(VSS)}$ | 初沈 VSS 除去率             | %                 | 設定値 (表 6-4)  |
|       | $Q_{fs}$      | 初沈汚泥量                  | m <sup>3</sup> /日 | $C_{0(SS)} \times Q_0 \times R_{fs(SS)} / C_{fs(SS)}$                          |
|       | $C_{fs(SS)}$  | 初沈汚泥 SS 濃度             | mg-SS/L           | 設定値 (表 6-4)  |
|       | $C_{fs(VSS)}$ | 初沈汚泥 VSS 濃度            | mg-VSS/L          | $C_{0(VSS)} \times Q_0 \times R_{fs(VSS)} / Q_{fs}$                            |
|       | $C_{fs(P-i)}$ | 初沈汚泥固形性 i 成分濃度         | mg-i/L            | $C_{0(P-i)} \times Q_0 \times R_{fs(SS)} / Q_{fs}$                             |
|       | $C_{fs(S-i)}$ | 初沈汚泥溶解性 i 成分濃度         | mg-i/L            | $C_{0(S-i)}$   |
|       | $P(P1)_{fs}$  | 初沈汚泥画分 1 含有 P          | mg-P/g-SS         | 設定値 (表 6-5)  |
|       | $P(P2)_{fs}$  | 初沈汚泥画分 2 含有 P          | mg-P/g-SS         | 設定値 (表 6-5)  |
|       | $P(P3)_{fs}$  | 初沈汚泥画分 3 含有 P          | mg-P/g-SS         | 設定値 (表 6-5)  |
|       | $Ca_{fs}$     | 初沈汚泥カルシウム含有率           | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)   |
|       | $Fe_{fs}$     | 初沈汚泥鉄含有率               | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)   |
|       | $Al_{fs}$     | 初沈汚泥アルミニウム含有率          | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)   |
|       | $Mg_{fs}$     | 初沈汚泥マグネシウム含有率          | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)   |
|       | $Si_{fs}$     | 初沈汚泥ケイ素含有率             | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)   |
|       | $Q_{fo}$      | 越流水量                   | m <sup>3</sup> /日 | $Q_0 - Q_{fs}$   |
|       | $C_{fo(SS)}$  | 越流水 SS 濃度              | mg-SS/L           | $C_{0(SS)} \times Q_0 \times (1 - R_{fs(SS)}) / Q_{fo}$                        |
|       | $C_{fo(P-i)}$ | 越流水固形性 i 成分濃度          | mg-i/L            | $C_{0(P-i)} \times Q_0 \times (1 - R_{fs(SS)}) / Q_{fo}$                       |
|       | $C_{fo(S-i)}$ | 越流水溶解性 i 成分濃度          | mg-i/L            | $C_{0(S-i)}$   |
| 生物反応槽 | $r_{NH4}$     | 硝化率                    | %                 | 設定値 (表 6-6)  |
|       | $r_{NOx}$     | 脱窒率                    | %                 | 設定値 (表 6-6)  |
|       | RC            | 循環率                    | %                 | 設定値 (表 6-6)  |
|       | $R_{BOD}$     | BOD 除去量                | kg-BOD/日          | $C_{fs(T-BOD)} \times Q_{fs} - C_{so(T-BOD)} \times Q_{so}$                    |
|       | $R_{NH4}$     | NH <sub>4</sub> -N 除去量 | kg-N/日            | $C_{fs(NH4)} \times Q_{fs} \times r_{NH4}$                                     |
|       | $R_{NOx}$     | NOx-N 除去量              | kg-N/日            | $R_{NH4} \times RC \times r_{NOx}$   |
|       | $Y_i$         | i 成分除去による汚泥収率          | mg-VSS/mg-i       | 設定値 (付表 6-3)   |
|       | $B_i$         | i 成分除去における自己分解係数       | 1/日               | 設定値 (付表 6-3)   |
|       | $SRT_i$       | i 成分除去における汚泥滞留時間       | 日                 | 設定値 (付表 6-3)   |
|       | $A_{Al}$      | Al 系凝集剤添加率             | mg-Al/L           | $2 \times C_{fs(S-P)} / 31 \times 27$  |
|       | $A_{Fe}$      | Fe 系凝集剤添加率             | mg-Fe/L           | $2 \times C_{fs(S-P)} / 31 \times 56$  |
|       | $X$           | 汚泥発生量                  | kg-SS/日           | $X_{BOD} + X_{NH4} + X_{NOx} + X_c + (C_{fs(SS)} - C_{fs(VSS)}) \times Q_{fs}$ |
|       | $X_{NH4}$     | 硝化による汚泥発生量             | kg-VSS/日          | $R_{NH4} \times Y_{NH4} / (1 + b_{NH4} \times SRT_{NH4})$                      |
|       | $X_{NOx}$     | 脱窒による汚泥発生量             | kg-VSS/日          | $R_{NOx} \times Y_{NOx} / (1 + b_{NOx} \times SRT_{NOx})$                      |
|       | $X_{BOD}$     | BOD 除去による汚泥発生量         | kg-VSS/日          | $(R_{BOD} - R_{NOx} \times 3) \times Y_{BOD} / (1 + b_{BOD} \times SRT_{BOD})$ |

付表 6-1(2) 下水処理各プロセスでのリンを中心とした収支モデル式(2)

| プロセス  | 記号              | 定義                        | 単位                | 式   |
|-------|-----------------|---------------------------|-------------------|---|
| 生物反応槽 | $X_{c(Al)}$     | Al 系凝集剤添加による汚泥発生量         | kg-SS/日           | $(C_{f(T-P)} - 0.1 - P_{Bio}) / 31 \times 122$<br>$+ (2 \times (C_{f(S-P)} \times Q_f) - (C_{f(T-P)} - 0.1 - P_{Bio})) / 31 \times 78$  |
|       | $X_{c(Fe)}$     | Fe 系凝集剤添加による汚泥発生量         | kg-SS/日           | $(C_{f(T-P)} - 0.1 - P_{Bio}) / 31 \times 151$<br>$+ (2 \times (C_{f(S-P)} \times Q_f) - (C_{f(T-P)} - 0.1 - P_{Bio})) / 31 \times 107$ |
|       | $P_{Bio}$       | 生物含有 P                    | mg-P/L            | $(X_{BOD} + X_{NH_4} + X_{NOx}) / Q_0 \times (P(P2)_{as} + P(P3)_{as})$   |
| 最終沈殿池 | $Q_{a0}$        | 放流水流量                     | m <sup>3</sup> /日 | $(C_{as(SS)} \times Q_0 - X) / (C_{as(SS)} - C_{as(SS)})$   |
|       | $C_{a0(SS)}$    | 放流水 SS 濃度                 | mg-SS/L           | 設定値 (表 6-10)  |
|       | $C_{a0(VSS)}$   | 放流水 VSS 濃度                | mg-VSS/L          | $C_{a0(SS)} \times (X_{NH_4} + X_{NOx} + X_{BOD}) / X$  |
|       | $C_{a0(T-BOD)}$ | 放流水 BOD 濃度                | mg-BOD/L          | 設定値 (表 6-10)  |
|       | $C_{a0(P-N)}$   | 放流水固形性 N 濃度               | mg-N/L            | $C_{a0(VSS)} \times 0.08$   |
|       | $C_{a0(S-N)}$   | 放流水溶解性 N 濃度               | mg-N/L            | $C_{a0(NH_4)} + C_{a0(NOx)}$  |
|       | $C_{a0(NH_4)}$  | 放流水 NH <sub>4</sub> -N 濃度 | mg-N/L            | $C_{f(NH_4)} \times (1 - r_{NH_4}) \times (1 + RC)$   |
|       | $C_{a0(NOx)}$   | 放流水 NO <sub>x</sub> -N 濃度 | mg-N/L            | $C_{f(NH_4)} \times (1 + RC) \times (1 - r_{NOx})$  |
|       | $C_{a0(P-P)}$   | 放流水固形性 P 濃度               | mg-P/L            | $C_{a0(SS)} \times P(P1)_{as} + C_{a0(VSS)} \times (P(P2)_{as} + P(P3)_{as})$   |
|       | $C_{a0(S-P)}$   | 放流水溶解性 P 濃度               | mg-P/L            | $C_{f(T-P)} - X \times P(P1)_{as} / Q_0$<br>$- (X_{BOD} + X_{NOx} + X_{NH_4}) \times (P(P2)_{as} + P(P3)_{as}) / Q_0$                   |
|       | $Q_{as}$        | 余剰汚泥量                     | m <sup>3</sup> /日 | $Q_0 - Q_{a0}$  |
|       | $C_{as(SS)}$    | 余剰汚泥 SS 濃度                | mg-SS/L           | 設定値 (表 6-10)  |
|       | $C_{as(VSS)}$   | 余剰汚泥 VSS 濃度               | mg-VSS/L          | $C_{as(SS)} \times (X_{NH_4} + X_{NOx} + X_{BOD}) / X$  |
|       | $C_{as(P-P)}$   | 余剰汚泥固形性 P 濃度              | mg-P/L            | $C_{as(SS)} \times P(P1)_{as} + C_{as(VSS)} \times (P(P2)_{as} + P(P3)_{as})$   |
|       | $C_{as(S-P)}$   | 余剰汚泥溶解性 P 濃度              | mg-P/L            | $C_{a0(S-P)}$   |
|       | $P(P1)_{as}$    | 余剰汚泥画分 1 含有 P             | mg-P/g-SS         | 設定値 (表 6-5)   |
|       | $P(P2)_{as}$    | 余剰汚泥画分 2 含有 P             | mg-P/g-VSS        | 設定値 (表 6-5)   |
|       | $P(P3)_{as}$    | 余剰汚泥画分 3 含有 P             | mg-P/g-VSS        | 設定値 (表 6-5)   |
|       | $Ca_{as}$       | 余剰汚泥カルシウム含有率              | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)  |
|       | $Fe_{as}$       | 余剰汚泥鉄含有率                  | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)  |
|       | $Al_{as}$       | 余剰汚泥アルミニウム含有率             | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)  |
|       | $Mg_{as}$       | 余剰汚泥マグネシウム含有率             | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)  |
|       | $Si_{as}$       | 余剰汚泥ケイ素含有率                | mol/g-SS          | 設定値 (付表 6-2)  |
| 送泥    | $A_{0c(Fe)}$    | 鉄塩添加率 (臭気対策)              | mg-Fe/g-SS        | 設定値   |
|       | $X_{0c}$        | 凝集剤添加による汚泥増加量             | kg-SS/日           | $(C_{f(SS)} \times Q_f + C_{as(SS)} \times Q_{as}) \times A_{0c(Fe)} \times 3.5$  |
|       | $Q_{0c}$        | 送泥汚泥量                     | m <sup>3</sup> /日 | $Q_f + Q_{as}$  |
|       | $C_{0c(SS)}$    | 送泥汚泥 SS 濃度                | mg-SS/L           | $(C_{f(SS)} \times Q_f + C_{as(SS)} \times Q_{as} + X_{0c}) / Q_{0c}$   |
|       | $C_{0c(VSS)}$   | 送泥汚泥 VSS 濃度               | mg-VSS/L          | $(C_{f(VSS)} \times Q_f + C_{as(VSS)} \times Q_{as}) / Q_{0c}$  |
|       | $C_{0c(P-i)}$   | 送泥汚泥固形性 i 成分濃度            | mg-i/L            | $(C_{f(P-i)} \times Q_f + C_{as(P-i)} \times Q_{as}) / Q_{0c}$  |
|       | $C_{0c(S-i)}$   | 送泥汚泥溶解性 i 成分濃度            | mg-i/L            | $(C_{f(S-i)} \times Q_f + C_{as(S-i)} \times Q_{as}) / Q_{0c}$  |
|       | $P(P1)_{ms}$    | 送泥汚泥画分 1 含有 P (送泥 0 時間)   | mg-P/g-SS         | $(C_{f(SS)} \times Q_f \times P(P1)_f + C_{as(SS)} \times Q_{as} \times P(P1)_{as}) / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$                       |
|       | $P(P2)_{ms}$    | 送泥汚泥画分 2 含有 P (送泥 0 時間)   | mg-P/g-SS         | $(C_{f(SS)} \times Q_f \times P(P2)_f + C_{as(VSS)} \times Q_{as} \times P(P2)_{as}) / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$                      |
|       | $P(P3)_{ms}$    | 送泥汚泥画分 3 含有 P (送泥 0 時間)   | mg-P/g-SS         | $(C_{f(SS)} \times Q_f \times P(P3)_f + C_{as(VSS)} \times Q_{as} \times P(P3)_{as}) / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$                      |

付表 6-1(3) 下水処理各プロセスでのリンを中心とした収支モデル式(3)

| プロセス | 記号            | 定義                     | 単位                | 式   |
|------|---------------|------------------------|-------------------|---|
| 送泥   | $C_{ms(P-P)}$ | 送泥汚泥固形性 P 濃度 (送泥 0 時間) | mg-P/L            | $(C_{fs(P-P)} \times Q_{fs} + C_{as(P-P)} \times Q_{as}) / Q_{0c}$  |
|      | $C_{ms(S-P)}$ | 送泥汚泥溶解性 P 濃度 (送泥 0 時間) | mg-P/L            | $(C_{fs(S-P)} \times Q_{fs} + C_{as(S-P)} \times Q_{as}) / Q_{0c}$  |
|      | $C_{0c(I-P)}$ | 送泥汚泥固形性 P 濃度 (濃縮機投入)   | mg-P/L            | $C_{ms(P-P)} + C_{ms(P-P)} - C_{0c(S-P)}$   |
|      | $C_{0c(S-P)}$ | 送泥汚泥溶解性 P 濃度 (濃縮機投入)   | mg-P/L            | $P(P2)_{ms}, P(P3)_{ms}, T-Me_{0c}$ , 時間の関数 (6-2-1 項)   |
|      | $Ca_{0c}$     | 送泥汚泥カルシウム濃度            | mol/g-SS          | $(Ca_b \times C_{fs(SS)} \times Q_{fs} + Ca_{as} \times C_{as(SS)} \times Q_{as}) / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$   |
|      | $Fe_{0c}$     | 送泥汚泥鉄濃度                | mol/g-SS          | $(Fe_{fs} \times C_{fs(SS)} \times Q_{fs} + Fe_{as} \times C_{as(SS)} \times Q_{as}) / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$<br>$+ (C_{fs(SS)} \times Q_{fs} + C_{as(SS)} \times Q_{as}) \times A_{0c(Fe)} / 56 / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$ |
|      | $Al_{0c}$     | 送泥汚泥アルミニウム濃度           | mol/g-SS          | $(Al_b \times C_{fs(SS)} \times Q_{fs} + Al_{as} \times C_{as(SS)} \times Q_{as}) / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$   |
|      | $Mg_{0c}$     | 送泥汚泥マグネシウム濃度           | mol/g-SS          | $(Mg_b \times C_{fs(SS)} \times Q_{fs} + Mg_{as} \times C_{as(SS)} \times Q_{as}) / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$   |
|      | $Si_{0c}$     | 送泥汚泥ケイ素濃度              | mol/g-SS          | $(Si_b \times C_{fs(SS)} \times Q_{fs} + Si_{as} \times C_{as(SS)} \times Q_{as}) / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c})$   |
|      | $T-Me_{0c}$   | 送泥汚泥 Ca+Fe+Al+Mg 濃度    | mol/g-SS          | $Ca_{0c} + Fe_{0c} + Al_{0c} + Mg_{0c}$   |
| 濃縮   | $A_{cs(Fe)}$  | Fe 系凝集剤添加率             | mg-Fe/g-SS        | 設定値   |
|      | $X_{cs}$      | 凝集剤添加による汚泥増加量          | kg-SS/日           | $C_{0c(SS)} \times Q_{0c} \times A_{cs(Fe)} \times 3.5$   |
|      | $R_{cs(SS)}$  | 濃縮 SS 回収率              | %                 | 設定値 (表 6-8)   |
|      | $Q_{cs}$      | 濃縮汚泥量                  | m <sup>3</sup> /日 | $(C_{0c(SS)} \times Q_{0c} + X_{cs}) \times R_{cs(SS)} / C_{cs(SS)}$  |
|      | $C_{cs(SS)}$  | 濃縮汚泥 SS 濃度             | mg-SS/L           | 設定値 (表 6-8)   |
|      | $C_{cs(VSS)}$ | 濃縮汚泥 VSS 濃度            | mg-VSS/L          | $C_{0c(VSS)} \times Q_{0c} \times R_{cs(SS)} / Q_{cs}$  |
|      | $C_{cs(P-i)}$ | 濃縮汚泥固形性 i 成分濃度         | mg-i/L            | $C_{0c(P-i)} \times Q_{0c} \times R_{cs(SS)} / Q_{cs}$  |
|      | $C_{cs(S-i)}$ | 濃縮汚泥溶解性 i 成分濃度         | mg-i/L            | $C_{0c(S-i)}$   |
|      | $C_{cs(P-P)}$ | 濃縮汚泥固形性 P 濃度           | mg-P/L            | $(C_{0c(P-P)} + C_{0c(S-P)} - C_{cs(S-P)}) \times Q_{0c} \times R_{cs(SS)} / Q_{cs}$  |
|      | $C_{cs(S-P)}$ | 濃縮汚泥溶解性 P 濃度           | mg-P/L            | $C_{0c(S-P)} \times \exp(-0.87 \times A_{cs(Fe)}) / 56 / (C_{0c(S-P)} / C_{0c(SS)} / 31))$  |
|      | $Ca_{cs}$     | 濃縮汚泥カルシウム濃度            | mol/g-SS          | $Ca_{0c} \times C_{0c(SS)} \times Q_{0c} / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c} + X_{cs})$   |
|      | $Fe_{cs}$     | 濃縮汚泥鉄濃度                | mol/g-SS          | $(Fe_{0c} + A_{cs(Fe)} / 56) \times C_{0c(SS)} \times Q_{0c} / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c} + X_{cs})$   |
|      | $Al_{cs}$     | 濃縮汚泥アルミニウム濃度           | mol/g-SS          | $Al_{0c} \times C_{0c(SS)} \times Q_{0c} / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c} + X_{cs})$   |
|      | $Mg_{cs}$     | 濃縮汚泥マグネシウム濃度           | mol/g-SS          | $Mg_{0c} \times C_{0c(SS)} \times Q_{0c} / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c} + X_{cs})$   |
|      | $Si_{cs}$     | 濃縮汚泥ケイ素濃度              | mol/g-SS          | $Si_{0c} \times C_{0c(SS)} \times Q_{0c} / (C_{0c(SS)} \times Q_{0c} + X_{cs})$   |
|      | $Q_{co}$      | 濃縮分離液量                 | m <sup>3</sup> /日 | $Q_{0c} - Q_{cs}$   |
|      | $C_{co(SS)}$  | 濃縮分離液 SS 濃度            | mg-SS/L           | $(C_{0c(SS)} \times Q_{0c} + X_{cs}) \times (1 - R_{cs(SS)}) / Q_{co}$  |
|      | $C_{co(VSS)}$ | 濃縮分離液 VSS 濃度           | mg-VSS/L          | $C_{0c(VSS)} \times Q_{0c} \times (1 - R_{cs(SS)}) / Q_{co}$  |
|      | $C_{co(P-i)}$ | 濃縮分離液固形性 i 成分濃度        | mg-i/L            | $C_{0c(P-i)} \times Q_{0c} \times (1 - R_{cs(SS)}) / Q_{co}$  |
|      | $C_{co(S-i)}$ | 濃縮分離液溶解性 i 成分濃度        | mg-i/L            | $C_{0c(S-i)}$   |
| 脱水   | $A_{ds(Fe)}$  | Fe 系凝集剤添加率             | mg-Fe/g-SS        | 設定値   |
|      | $X_{ds}$      | 凝集剤添加による汚泥増加量          | kg-SS/日           | $C_{cs(SS)} \times Q_{cs} \times A_{ds(Fe)} \times 3.5$   |
|      | $R_{ds(SS)}$  | 脱水 SS 回収率              | %                 | 設定値 (表 6-11)  |
|      | $Q_{ds}$      | 脱水汚泥量                  | m <sup>3</sup> /日 | $C_{cs(SS)} \times Q_{cs} \times R_{ds(SS)} / C_{ds(SS)}$   |
|      | $C_{ds(SS)}$  | 脱水汚泥 SS 濃度             | mg-SS/L           | 設定値 (表 6-11)  |
|      | $C_{ds(VSS)}$ | 脱水汚泥 VSS 濃度            | mg-VSS/L          | $C_{cs(VSS)} \times Q_{cs} \times R_{ds(SS)} / Q_{ds}$  |



付表 6-1(4) 下水処理各プロセスでのリンを中心とした収支モデル式(4)

| プロセス  | 記号              | 定義                  | 単位                | 式   |
|-------|-----------------|---------------------|-------------------|---|
| 脱水    | $C_{ds(P-i)}$   | 脱水汚泥固形性 i 成分濃度      | mg-i/L            | $C_{cs(P-i)} \times Q_{cs} \times R_{ds(SS)} / Q_{ds}$  |
|       | $C_{ds(S-i)}$   | 脱水汚泥溶解性 i 成分濃度      | mg-i/L            | $C_{cs(S-i)}$   |
|       | $C_{ds(P-P)}$   | 脱水汚泥固形性 P 濃度        | mg-P/L            | $(C_{cs(P-P)} + C_{cs(S-P)} - C_{ds(S-P)}) \times Q_{cs} \times R_{ds(SS)} / Q_{ds}$                |
|       | $C_{ds(S-P)}$   | 脱水汚泥溶解性 P 濃度        | mg-P/L            | $C_{cs(S-P)} \times \exp(-0.57 \times A_{ds(Fe)} / 56 / (C_{cs(S-P)} / C_{cs(SS)} / 31))$           |
|       | $Ca_{ds}$       | 脱水汚泥カルシウム濃度         | mol/g-SS          | $Ca_{cs} \times C_{cs(SS)} \times Q_{cs} / (C_{cs(SS)} \times Q_{cs} + X_{ds})$                     |
|       | $Fe_{ds}$       | 脱水汚泥鉄濃度             | mol/g-SS          | $(Fe_{cs} + A_{ds(Fe)} / 56) \times C_{cs(SS)} \times Q_{cs} / (C_{cs(SS)} \times Q_{cs} + X_{ds})$ |
|       | $Al_{ds}$       | 脱水汚泥アルミニウム濃度        | mol/g-SS          | $Al_{cs} \times C_{cs(SS)} \times Q_{cs} / (C_{cs(SS)} \times Q_{cs} + X_{ds})$                     |
|       | $Mg_{ds}$       | 脱水汚泥マグネシウム濃度        | mol/g-SS          | $Mg_{cs} \times C_{cs(SS)} \times Q_{cs} / (C_{cs(SS)} \times Q_{cs} + X_{ds})$                     |
|       | $Si_{ds}$       | 脱水汚泥ケイ素濃度           | mol/g-SS          | $Si_{cs} \times C_{cs(SS)} \times Q_{cs} / (C_{cs(SS)} \times Q_{cs} + X_{ds})$                     |
|       | $Q_{do}$        | 脱水分離液量              | m <sup>3</sup> /日 | $Q_{cs} - Q_{ds}$   |
|       | $C_{do(SS)}$    | 脱水分離液 SS 濃度         | mg-SS/L           | $(C_{cs(SS)} \times Q_{cs} + X_{ds}) \times (1 - R_{ds(SS)}) / Q_{do}$                              |
|       | $C_{do(VSS)}$   | 脱水分離液 VSS 濃度        | mg-VSS/L          | $C_{cs(VSS)} \times Q_{cs} \times (1 - R_{ds(SS)}) / Q_{do}$  |
|       | $C_{do(P-i)}$   | 脱水分離液固形性 i 成分濃度     | mg-i/L            | $C_{cs(P-i)} \times Q_{cs} \times (1 - R_{ds(SS)}) / Q_{do}$  |
|       | $C_{do(S-i)}$   | 脱水分離液溶解性 i 成分濃度     | mg-i/L            | $C_{cs(S-i)}$   |
|       | $C_{do(P-P)}$   | 脱水分離液固形性 P 濃度       | mg-P/L            | $(C_{cs(P-P)} + C_{cs(S-P)} - C_{ds(S-P)}) \times Q_{cs} \times (1 - R_{ds(SS)}) / Q_{do}$          |
|       | $C_{do(S-P)}$   | 脱水分離液溶解性 P 濃度       | mg-P/L            | $C_{ds(S-P)}$   |
| 乾燥・溶融 | $W_{hs}$        | 乾燥汚泥 ds 重量 (塩基度調整前) | t-ds/日            | $C_{ds(SS)} \times Q_{ds}$  |
|       | $B_{hs}$        | 塩基度                 | wt/wt             | 設定値   |
|       | $A_{hs(Ca)}$    | 添加消石灰量              | t-Ca/日            | $(B_{hs} \times Si_{ds} \times 60 / 28 \times 40 / 56 - Ca_{ds}) \times W_{hs}$                     |
|       | $C_{hs(T-P)}$   | 乾燥汚泥 P 濃度           | mg-P/kg-ds        | $(C_{ds(T-P)} + C_{ds(S-P)}) \times Q_{ds} / (W_{hs} + A_{hs(Ca)} \times 74 / 40)$                  |
|       | $Ca_{hs}$       | 乾燥汚泥カルシウム濃度         | mol/g-ds          | $(Ca_{ds} \times W_{hs} + A_{hs(Ca)} / 40) / (W_{hs} + A_{hs(Ca)} \times 74 / 40)$                  |
|       | $Fe_{hs}$       | 乾燥汚泥鉄濃度             | mol/g-ds          | $Fe_{ds} \times W_{hs} / (W_{hs} + A_{hs(Ca)} \times 74 / 40)$                                      |
|       | $Al_{hs}$       | 乾燥汚泥アルミニウム濃度        | mol/g-ds          | $Al_{ds} \times W_{hs} / (W_{hs} + A_{hs(Ca)} \times 74 / 40)$                                      |
|       | $Mg_{hs}$       | 乾燥汚泥マグネシウム濃度        | mol/g-ds          | $Mg_{ds} \times W_{hs} / (W_{hs} + A_{hs(Ca)} \times 74 / 40)$                                      |
|       | $Si_{hs}$       | 乾燥汚泥ケイ素濃度           | mol/g-ds          | $Si_{ds} \times W_{hs} / (W_{hs} + A_{hs(Ca)} \times 74 / 40)$                                      |
|       | $R_{sg(VTS)}$   | スラグ化率               | %                 | 設定値   |
|       | ABR             | 酸塩基比                | —                 | $(3 \times Ca_{hs} + 2 \times Fe_{hs} + Al_{hs}) / (3 \times C_{hs(T-P)} / 31 + 2 \times Si_{hs})$  |
|       | FPS             | Fe/(P+Si)比          | —                 | $Fe_{hs} / (C_{hs(T-P)} / 31 + Si_{hs})$  |
| 排ガス処理 | $W_{sg}$        | スラグ生成量              | t-ds/日            | $C_{ds(VSS)} \times Q_{ds} \times R_{sg(VTS)}$  |
|       | $R_{sr(T-P)WR}$ | P 固定化率(弱還元雰囲気)      | —                 | $1 - 1 / (9 \times ABR - 3)$  |
|       | $R_{sr(T-P)SR}$ | P 固定化率(強還元雰囲気)      | —                 | $1 - 1 / (10 \times FPS)$   |
|       | $W_{eg(TS)}$    | 溶融炉出口排ガス中の固形分重量     | kg-ds/日           | $C_{ds(VSS)} \times Q_{ds} \times (1 - R_{sg(VTS)})$  |
|       | $W_{eg(T-P)}$   | 溶融炉出口排ガス中の P 重量     | kg-P/日            | $C_{hs(T-P)} \times W_{hs} \times (1 - R_{sg(T-P)})$  |
|       | $R_{bd(TS)}$    | ボイラダストへの固形分移行率      | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|       | $R_{g(TS)}$     | 脱硫排水への固形分移行率        | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|       | $R_{cw(TS)}$    | 冷却排水への固形分移行率        | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|       | $R_{ep(TS)}$    | 湿式 EP 排水への固形分移行率    | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|       | $R_{bd(T-P)}$   | ボイラダストへの P 移行率      | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|       | $R_{g(T-P)}$    | 脱硫排水への P 移行率        | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|       | $R_{cw(T-P)}$   | 冷却排水への P 移行率        | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|       | $R_{ep(T-P)}$   | 湿式 EP 排水への P 移行率    | %                 | 設定値 (表 6-2)   |

付表 6-1(5) 下水処理各プロセスでのリンを中心とした収支モデル式(5)

| プロセス     | 記号            | 定義                     | 単位                | 式   |
|----------|---------------|------------------------|-------------------|---|
| 排ガス処理    | $T_{rt(S-P)}$ | 脱硫排水 $PO_4$ -P 転換率     | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|          | $T_{cw(S-P)}$ | 冷却排水 $PO_4$ -P 転換率     | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|          | $T_{ep(S-P)}$ | 湿式 EP 排水 $PO_4$ -P 転換率 | %                 | 設定値 (表 6-2)   |
|          | $W_{xx(TS)}$  | 排ガス処理各工程への固形分重量        | kg-ds/日           | $W_{eg(TS)} \times R_{xx(TS)}$ [xx=bd, gt, cw, ep]                            |
|          | $W_{xx(T-P)}$ | 排ガス処理各工程への P 移行量       | kg-P/日            | $W_{eg(T-P)} \times R_{xx(T-P)}$ [xx=bd, gt, cw, ep]                          |
|          | $W_{xx(S-P)}$ | 排ガス処理各排水中の $PO_4$ -P 量 | kg-P/日            | $W_{xx(T-P)} \times T_{xx(S-P)}$ [xx=gt, cw, ep]                              |
| 返流水前凝集処理 | $A_{0p(Fe)}$  | Fe 系凝集剤添加率             | mg-Fe/L           | 設定値   |
|          | $X_{0p}$      | 凝集剤添加による汚泥増加量          | kg-SS/日           | $Q_{0p} \times A_{0p(Fe)} \times 3.5$   |
|          | $Q_{0p}$      | 返流水量                   | m <sup>3</sup> /日 | 返流水流入水源の単純総和 (図 6-10 のフロー参考)  |
|          | $C_{0p(P-P)}$ | 返流水固形性 P 濃度 (凝集剤添加前)   | mg-P/L            | 返流水流入水源中 P-P 負荷の単純総和 / $Q_{0p}$   |
|          | $C_{0p(S-P)}$ | 返流水溶解性 P 濃度 (凝集剤添加前)   | mg-P/L            | 返流水流入水源中 S-P 負荷の単純総和 / $Q_{0p}$   |
|          | $C_{p0(P-P)}$ | 返流水固形性 P 濃度 (凝集剤添加後)   | mg-P/L            | $C_{0p(P-P)} + C_{0p(S-P)} - C_{p0(S-P)}$                                     |
|          | $C_{p0(S-P)}$ | 返流水溶解性 P 濃度 (凝集剤添加後)   | mg-P/L            | $C_{0p(S-P)} \times \exp(-1.68 \times A_{0p(Fe)} / 56 / (C_{c0p(S-P)} / 31))$ |

付表 6-2 初沈、余剰汚泥主要金属元素含有率

| 項目   | 記号        | 単位        | 値         |      |
|------|-----------|-----------|-----------|------|
| 初沈汚泥 | カルシウム含有率  | $Ca_{fs}$ | mmol/g-SS | 26.0 |
|      | 鉄含有率      | $Fe_{fs}$ | mmol/g-SS | 6.3  |
|      | アルミニウム含有率 | $Al_{fs}$ | mmol/g-SS | 13.5 |
|      | マグネシウム含有率 | $Mg_{fs}$ | mmol/g-SS | 8.1  |
|      | ケイ素含有率    | $Si_{fs}$ | mmol/g-SS | 32.0 |
| 余剰汚泥 | カルシウム含有率  | $Ca_{as}$ | mmol/g-SS | 17.9 |
|      | 鉄含有率      | $Fe_{as}$ | mmol/g-SS | 6.2  |
|      | アルミニウム含有率 | $Al_{as}$ | mmol/g-SS | 8.5  |
|      | マグネシウム含有率 | $Mg_{as}$ | mmol/g-SS | 8.3  |
|      | ケイ素含有率    | $Si_{as}$ | mmol/g-SS | 13.7 |

※ 各記号の意味は付表 6-1 を参考のこと

付表 6-3 汚泥発生に関する係数

| 除去成分            | Y    | b     | SRT | 引用                 |
|-----------------|------|-------|-----|--------------------|
| NH <sub>4</sub> | 0.20 | 0.05  | 10  | Y, b : 5)          |
| NO <sub>x</sub> | 2.0  | 0.04  | 10  | Y : ①, b : 6)      |
| BOD             | 0.67 | 0.006 | 10  | Y : 7), 8), b : 9) |

5) Metcalf &amp; Eddy, Inc., Wastewater Engineering : Treatment, Disposal and Reuse (McGraw-Hill, Inc., New York, 1991), p701

① BOD から発生する汚泥量と統一するため、NO<sub>x</sub> 除去には BOD として 3 倍量必要であることから、 $0.67 \times 3 = 2.0$  とした

6) Metcalf &amp; Eddy, Inc., Wastewater Engineering : Treatment, Disposal and Reuse (McGraw-Hill, Inc., New York, 1991), p721

7) 井出哲夫, 水処理工学—理論と応用—(技報堂出版株式会社, 東京, 1993), p221

8) 建設省都市局下水道部, 下水道施設計画・設計指針と解説 後編 (社団法人日本下水道協会, 東京, 1994), p35

9) 岩部秀樹, 堅田智洋, 小松敏宏 : 無機凝集剤を併用した下水高度処理システムの処理特性, 環境衛生工学研究, Vol.11, No.2, p13-25 (1997)

付表 6-4 水処理方式の差異が汚泥集約処理施設内のリン収支に与える影響 検討結果まとめ

| Case               |                       | 2-1                      | 2-2         | 2-3          | 2-4          | 2-5         | 2-6         | 2-7          | 2-8          |
|--------------------|-----------------------|--------------------------|-------------|--------------|--------------|-------------|-------------|--------------|--------------|
| 上流条件               | 水処理                   | 標準法                      | AO法         | 凝集剤添加法       | 凝集剤添加法       | 標準法         | AO法         | 凝集剤添加法       | 凝集剤添加法       |
|                    | 凝集剤種類                 | —                        | —           | Fe系          | Al系          | —           | —           | Fe系          | Al系          |
| 集約処理施設 I N P U T   | 鉄塩添加率                 | mg-Fe,Al/L<br>kg-Fe,Al/日 | 0.0<br>0    | 5.8<br>3,458 | 2.8<br>1,623 | 0.0<br>0    | 0.0<br>0    | 5.8<br>3,458 | 2.8<br>1,623 |
|                    | 鉄塩添加量                 | mg-Fe/g-SS<br>kg-Fe/日    | 1.0%<br>933 | 1.0%<br>982  | 1.0%<br>964  | 1.0%<br>933 | 1.0%<br>909 | 1.0%<br>982  | 1.0%<br>964  |
|                    | 発生汚泥量                 | t-wet/日                  | 9,327       | 9,821        | 9,644        | 9,327       | 9,093       | 9,821        | 9,644        |
|                    | 固形物量                  | t-ds/日                   | 97          | 102          | 100          | 97          | 94          | 102          | 100          |
|                    | P負荷量                  | kg-P/日                   | 1,432       | 2,088        | 2,081        | 1,432       | 1,887       | 2,088        | 2,081        |
|                    | P濃度                   | mg-P/g-SS                | 14.8        | 20.0         | 20.8         | 14.8        | 20.0        | 20.5         | 20.8         |
|                    | 面分1                   | mg-P/g-SS                | 5.8         | 5.2          | 9.2          | 5.8         | 5.2         | 8.9          | 9.2          |
|                    | 面分2                   | mg-P/g-SS                | 2.3         | 3.6          | 4.5          | 2.3         | 3.6         | 4.5          | 4.5          |
|                    | 面分3                   | mg-P/g-SS                | 5.6         | 5.2          | 6.9          | 5.6         | 5.2         | 6.9          | 6.9          |
|                    | PO <sub>4</sub> -P    | mg-P/g-SS                | 1.1         | 6.0          | 0.2          | 1.1         | 6.0         | 0.2          | 0.2          |
| 施設内条件              | 酸塩基比                  | —                        | 0.88        | 0.98         | 0.84         | 0.88        | 0.87        | 0.98         | 0.84         |
|                    | Fe/(P+Si)比            | —                        | 0.23        | 0.52         | 0.20         | 0.23        | 0.23        | 0.52         | 0.20         |
|                    | 水量                    | m <sup>3</sup> /日        | 4,753       | 4,660        | 4,955        | 4,753       | 4,660       | 5,050        | 4,955        |
|                    | SS負荷量                 | kg-SS/日                  | 71          | 70           | 74           | 71          | 70          | 76           | 74           |
|                    | P含有比率 (対受入汚泥)         | kg-P/日<br>%              | 8<br>1%     | 4<br>0%      | 3<br>0%      | 8<br>1%     | 4<br>0%     | 3<br>0%      | 3<br>0%      |
| 集約処理施設 O U T P U T | 消石灰重量 (塩基度調整)         | kg/日                     | 2,128       | 2,110        | 2,172        | 2,128       | 2,110       | 2,172        | 2,157        |
|                    | 塩基度調整 [塩基度]           | —                        | あり [1.0]    | あり [1.0]     | あり [1.0]     | あり [1.0]    | あり [1.0]    | あり [1.0]     | あり [1.0]     |
|                    | 溶融炉雰囲気                | —                        | 弱還元         | 弱還元          | 弱還元          | 強還元         | 強還元         | 強還元          | 強還元          |
|                    | 酸塩基比 (溶融炉投入汚泥)        | —                        | 1.16        | 1.13         | 1.06         | 1.16        | 1.13        | 1.18         | 1.06         |
|                    | Fe/(P+Si)比 (溶融炉投入汚泥)  | —                        | 0.22        | 0.21         | 0.19         | 0.22        | 0.21        | 0.48         | 0.19         |
|                    | スラグP固定化率              | %                        | 87%         | 86%          | 85%          | 55%         | 53%         | 79%          | 47%          |
|                    | 固形物量                  | t-ds/日                   | 24.4        | 24.3         | 29.2         | 24.4        | 24.3        | 30.8         | 19.2         |
|                    | 固形分比 (対受入汚泥 ds)       | %                        | 25%         | 26%          | 29%          | 25%         | 26%         | 30%          | 29%          |
|                    | P負荷量                  | kg-P/日                   | 1,170       | 1,200        | 1,757        | 738         | 744         | 1,649        | 967          |
|                    | P収支 (対受入汚泥)           | %                        | 82%         | 64%          | 84%          | 52%         | 39%         | 79%          | 46%          |
| 放流水                | P負荷量                  | kg-P/日                   | 38          | 41           | 67           | 129         | 137         | 91           | 233          |
|                    | P収支 (対受入汚泥)           | %                        | 3%          | 2%           | 3%           | 9%          | 7%          | 4%           | 11%          |
|                    | 水量                    | m <sup>3</sup> /日        | 13,954      | 13,630       | 14,469       | 13,954      | 13,630      | 14,737       | 14,469       |
|                    | SS濃度                  | mg-SS/L                  | 49          | 50           | 55           | 49          | 50          | 56           | 55           |
|                    | SS負荷量                 | kg-SS/日                  | 682         | 676          | 790          | 682         | 676         | 828          | 790          |
|                    | T-P濃度                 | mg-P/L                   | 17          | 48           | 18           | 41          | 75          | 24           | 61           |
|                    | T-P負荷量                | kg-P/日                   | 233         | 658          | 260          | 574         | 1,018       | 351          | 884          |
|                    | PO <sub>4</sub> -P濃度  | mg-P/L                   | 9           | 40           | 5            | 16          | 47          | 7            | 17           |
|                    | PO <sub>4</sub> -P負荷量 | kg-P/日                   | 123         | 541          | 72           | 219         | 642         | 98           | 247          |
|                    | P収支 (対受入汚泥)           | %                        | 16%         | 35%          | 12%          | 40%         | 54%         | 17%          | 42%          |

付表 6-5 送泥時臭気対策用鉄塩添加と塩基度調整用消石灰添加の効果 検討結果まとめ

| Case        | 水処理方式                  | AO 法   |        |        |        | AO 法   |        |        |        |
|-------------|------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
|             |                        | 3-1    | 3-2    | 3-3    | 3-4    | 3-5    | 3-6    | 3-7    | 3-8    |
| 集約施設 INPUT  | 上流条件                   |        |        |        |        |        |        |        |        |
|             | 送泥時鉄塩添加率               | 1.0%   | 1.0%   | 0.0%   | 0.0%   | 1.0%   | 909    | 0.0%   | 0      |
|             | 添加量                    | 909    | 909    | 0      | 0      | 909    | 909    | 0      | 0      |
|             | 発生汚泥量                  |        |        |        |        |        |        |        |        |
|             | 固形物量                   | 9,093  | 9,093  | 9,093  | 9,093  | 9,093  | 9,093  | 9,093  | 9,093  |
|             | t-wet/日                | 94     | 94     | 91     | 91     | 94     | 94     | 91     | 91     |
|             | t-ds/日                 |        |        |        |        |        |        |        |        |
|             | P 負荷量                  | 1,887  | 1,887  | 1,887  | 1,887  | 1,887  | 1,887  | 1,887  | 1,887  |
|             | P 濃度                   | 20.0   | 20.0   | 20.7   | 20.7   | 20.0   | 20.0   | 20.7   | 20.7   |
|             | 面分 1                   |        |        |        |        |        |        |        |        |
| 集約施設 OUTPUT | 内 面分 2                 | 5.2    | 5.2    | 4.4    | 4.4    | 5.2    | 5.2    | 4.4    | 4.4    |
|             | 面分 3                   | 3.6    | 3.6    | 3.8    | 3.8    | 3.6    | 3.6    | 3.8    | 3.8    |
|             | 面分 4                   | 5.2    | 5.2    | 5.4    | 5.4    | 5.2    | 5.2    | 5.4    | 5.4    |
|             | PO <sub>4</sub> -P     | 6.0    | 6.0    | 7.2    | 7.2    | 6.0    | 6.0    | 7.2    | 7.2    |
|             | 酸塩基比                   |        |        |        |        |        |        |        |        |
|             | Fe/(P+S)比              | 0.87   | 0.87   | 0.77   | 0.77   | 0.87   | 0.87   | 0.77   | 0.77   |
|             |                        | 0.23   | 0.23   | 0.09   | 0.09   | 0.23   | 0.23   | 0.09   | 0.09   |
|             | 水量                     | 4,660  | 4,658  | 4,283  | 4,281  | 4,660  | 4,658  | 4,283  | 4,281  |
|             | SS 負荷量                 | 70     | 70     | 64     | 64     | 70     | 70     | 64     | 64     |
|             | P 負荷量                  | 4      | 4      | 4      | 4      | 4      | 4      | 4      | 4      |
| 施設内条件       | P 含有比率 (対受入汚泥)         | 0%     | 0%     | 0%     | 0%     | 0%     | 0%     | 0%     | 0%     |
|             | 消石灰重量 (塩基度調整用)         | 2110   | 0      | 2106   | 0      | 2110   | 0      | 2106   | 0      |
|             | 塩基度調整 [塩基度]            |        |        |        |        |        |        |        |        |
|             | 溶融炉雰囲気                 |        |        |        |        |        |        |        |        |
|             | 酸塩基比 (溶融炉投入汚泥)         |        |        |        |        |        |        |        |        |
|             | Fe/(P+S)比 (溶融炉投入汚泥)    | 1.13   | 0.82   | 1.05   | 0.74   | 1.13   | 0.82   | 1.05   | 0.74   |
|             | スラグ P 固定化率             | 0.21   | 0.21   | 0.09   | 0.09   | 0.21   | 0.21   | 0.09   | 0.09   |
|             | %                      | 86%    | 77%    | 85%    | 73%    | 53%    | 53%    | 20%    | 20%    |
|             | 固形物量                   | 24.3   | 22.8   | 23.0   | 21.5   | 24.3   | 22.8   | 23.0   | 21.5   |
|             | 固形分比 (対受入汚泥 ds)        | 26%    | 24%    | 25%    | 24%    | 26%    | 24%    | 25%    | 24%    |
| 放流水         | P 負荷量                  | 1,200  | 1,078  | 1,100  | 943    | 744    | 744    | 260    | 260    |
|             | P 収支 (対受入汚泥)           | 64%    | 57%    | 58%    | 50%    | 39%    | 39%    | 14%    | 14%    |
|             | P 負荷量                  | 41     | 66     | 42     | 75     | 137    | 135    | 218    | 218    |
|             | P 収支 (対受入汚泥)           | 2%     | 4%     | 2%     | 4%     | 7%     | 7%     | 12%    | 12%    |
|             | %                      |        |        |        |        |        |        |        |        |
|             | 水量                     | 13,630 | 13,631 | 13,258 | 13,258 | 13,630 | 13,631 | 13,258 | 13,258 |
|             | SS 濃度                  | 50     | 47     | 49     | 46     | 50     | 47     | 49     | 46     |
|             | SS 負荷量                 | 676    | 642    | 646    | 612    | 676    | 642    | 646    | 612    |
|             | T-P 濃度                 | 48     | 55     | 57     | 67     | 75     | 75     | 107    | 107    |
|             | T-P 負荷量                | 658    | 754    | 758    | 882    | 1,018  | 1,018  | 1,421  | 1,421  |
|             | PO <sub>4</sub> -P 濃度  | 40     | 42     | 48     | 51     | 47     | 47     | 62     | 62     |
|             | PO <sub>4</sub> -P 負荷量 | 541    | 568    | 638    | 673    | 642    | 642    | 824    | 824    |
|             | P 収支 (対受入汚泥)           | 35%    | 40%    | 40%    | 47%    | 54%    | 54%    | 75%    | 75%    |

付表 6-6(1) 汚泥集約処理施設内鉄塩添加の効果 検討結果まとめ(1)

| Case                  | 4-1               | 4-2      | 4-3      | 4-4      | 4-5      | 4-6      | 4-7      | 4-8      | 4-9      | 4-10     |
|-----------------------|-------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| 水処理方式                 |                   |          |          |          | AO法      |          |          |          |          |          |
| 上流条件                  |                   |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 送泥時鉄塩添加率              |                   |          |          |          | 0.0%     |          |          |          |          |          |
| 添加量                   |                   |          |          |          | 0        |          |          |          |          |          |
| 発生汚泥量                 |                   |          |          |          | 9,093    |          |          |          |          |          |
| 固形物量                  |                   |          |          |          | 91       |          |          |          |          |          |
| P負荷量                  |                   |          |          |          | 1,887    |          |          |          |          |          |
| P濃度                   |                   |          |          |          | 20.7     |          |          |          |          |          |
| 面分1                   |                   |          |          |          | 4.4      |          |          |          |          |          |
| 面分2                   |                   |          |          |          | 3.8      |          |          |          |          |          |
| 面分3                   |                   |          |          |          | 5.4      |          |          |          |          |          |
| PO <sub>4</sub> -P    |                   |          |          |          | 7.2      |          |          |          |          |          |
| 酸塩基比                  |                   |          |          |          | 0.77     |          |          |          |          |          |
| Fe/(P+Si)比            |                   |          |          |          | 0.09     |          |          |          |          |          |
| 水量                    | m <sup>3</sup> /日 | 4,283    | 4,659    | 4,848    | 5,036    | 4,670    | 4,863    | 4,800    | 5,021    | 5,257    |
| SS負荷量                 | kg-SS/日           | 64       | 70       | 73       | 76       | 70       | 73       | 72       | 75       | 79       |
| P含有比率 (対受入汚泥)         | kg-P/日            | 4        | 4        | 4        | 4        | 4        | 4        | 4        | 4        | 5        |
| 鉄塩重量 (施設内使用)          | kg-Fe/日           | 0        | 909      | 1,364    | 1,818    | 909      | 1,364    | 909      | 1,364    | 1,819    |
| 苛性ソーダ重量               | kg-NaOH/日         | 0        | 0        | 85       | 217      | 140      | 217      | 0        | 251      | 643      |
| 消石灰重量 (塩基調整用)         | kg/日              | 2,106    | 2,110    | 2,112    | 2,114    | 2,181    | 2,046    | 2,167    | 2,182    | 2,202    |
| 鉄塩添加箇所                |                   | なし       | 濃縮       | 濃縮       | 濃縮       | 脱水       | 脱水       | 前凝集      | 前凝集      | 前凝集      |
| 鉄塩添加率 (対受入汚泥)         | %-Fe/ds           | 0.0%     | 1.0%     | 1.5%     | 2.0%     | 1.0%     | 1.5%     | 1.0%     | 1.5%     | 2.0%     |
| 塩基調整 [塩基度]            |                   | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] |
| 溶融炉雰囲気                |                   | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      |
| 酸塩基比 (溶融炉投入汚泥)        |                   | 1.05     | 1.06     | 1.08     | 1.10     | 1.14     | 1.20     | 1.01     | 1.03     | 1.07     |
| Fe/(P+Si)比 (溶融炉投入汚泥)  |                   | 0.09     | 0.21     | 0.26     | 0.32     | 0.21     | 0.28     | 0.19     | 0.24     | 0.29     |
| スラグP固定化率              | %                 | 20%      | 52%      | 62%      | 69%      | 53%      | 64%      | 48%      | 59%      | 66%      |
| 固形物量                  | t-ds/日            | 23.0     | 24.3     | 24.9     | 25.6     | 24.4     | 25.0     | 24.4     | 25.0     | 25.6     |
| 固形分比 (対受入汚泥 ds)       | %                 | 25%      | 27%      | 27%      | 28%      | 27%      | 28%      | 27%      | 27%      | 28%      |
| P負荷量                  | kg-P/日            | 260      | 832      | 1,058    | 1,217    | 747      | 901      | 846      | 1,090    | 1,240    |
| P収支 (対受入汚泥)           | %                 | 14%      | 44%      | 56%      | 65%      | 40%      | 48%      | 45%      | 58%      | 66%      |
| P負荷量                  | kg-P/日            | 218      | 163      | 135      | 115      | 137      | 107      | 196      | 162      | 134      |
| P収支 (対受入汚泥)           | %                 | 12%      | 9%       | 7%       | 6%       | 7%       | 6%       | 10%      | 9%       | 7%       |
| 水量                    | m <sup>3</sup> /日 | 13,258   | 13,630   | 13,816   | 14,002   | 13,640   | 13,832   | 13,769   | 13,988   | 14,223   |
| SS濃度                  | mg-SS/L           | 49       | 50       | 50       | 50       | 50       | 50       | 49       | 50       | 50       |
| SS負荷量                 | kg-SS/日           | 646      | 676      | 690      | 705      | 677      | 692      | 677      | 693      | 708      |
| T-P濃度                 | mg-P/L            | 107      | 66       | 51       | 40       | 74       | 64       | 62       | 46       | 36       |
| T-P負荷量                | kg-P/日            | 1,421    | 900      | 701      | 560      | 1,014    | 890      | 850      | 640      | 517      |
| PO <sub>4</sub> -P濃度  | mg-P/L            | 62       | 33       | 24       | 17       | 47       | 43       | 22       | 14       | 10       |
| PO <sub>4</sub> -P負荷量 | kg-P/日            | 824      | 452      | 328      | 241      | 637      | 595      | 309      | 191      | 144      |
| P収支 (対受入汚泥)           | %                 | 75%      | 48%      | 37%      | 30%      | 54%      | 47%      | 45%      | 34%      | 27%      |

付表 6-6(2) 汚泥集約処理施設内鉄塩添加の効果 検討結果まとめ(2)

| Case                  | 4-11     | 4-12     | 4-13     | 4-14     | 4-15     | 4-16     | 4-17     | 4-18     | 4-19     | 4-20     |
|-----------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| 水処理方式                 | AO法      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 送泥時鉄塩添加率              | 1.0%     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 添加量                   | 909      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 発生汚泥量                 | 9,093    |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 固形物量                  | 94       |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| P負荷量                  | 1,887    |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| P濃度                   | 20.0     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 面分1                   | 5.2      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 面分2                   | 3.6      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 面分3                   | 5.2      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| PO <sub>4</sub> -P    | 6.0      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 酸塩基比                  | 0.87     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| Fe/(P+Si)比            | 0.23     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 水量                    | 4,660    | 5,049    | 5,244    | 5,439    | 5,060    | 5,260    | 5,461    | 5,234    | 5,471    | 5,702    |
| SS負荷量                 | 70       | 76       | 79       | 82       | 76       | 79       | 82       | 78       | 82       | 86       |
| P負荷量                  | 4        | 4        | 5        | 5        | 4        | 5        | 5        | 5        | 5        | 5        |
| P含有比率 (対受入汚泥)         | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       |
| 鉄塩重量 (施設内使用)          | 0        | 941      | 1,411    | 1,881    | 941      | 1,412    | 1,882    | 941      | 1,412    | 1,882    |
| 苛性ソーダ重量               | 0        | 0        | 87       | 222      | 145      | 223      | 301      | 0        | 278      | 682      |
| 消石灰重量 (塩基度調整用)        | 2,110    | 2,114    | 2,116    | 2,119    | 2,185    | 2,223    | 2,261    | 2,185    | 2,204    | 2,219    |
| 鉄塩添加箇所                | なし       | 濃縮       | 濃縮       | 濃縮       | 脱水       | 脱水       | 脱水       | 前凝集      | 前凝集      | 前凝集      |
| 鉄塩添加率 (対受入汚泥)         | 0.0%     | 1.0%     | 1.5%     | 2.0%     | 1.0%     | 1.5%     | 2.0%     | 1.0%     | 1.5%     | 2.0%     |
| 塩基度調整 [塩基度]           | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] |
| 溶融炉雰囲気                | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      | 強還元      |
| 酸塩基比 (溶融炉投入汚泥)        | 1.13     | 1.13     | 1.15     | 1.19     | 1.22     | 1.28     | 1.34     | 1.09     | 1.12     | 1.17     |
| Fe/(P+Si)比 (溶融炉投入汚泥)  | 0.21     | 0.33     | 0.38     | 0.44     | 0.34     | 0.40     | 0.46     | 0.31     | 0.36     | 0.41     |
| スラグP固定化率              | 53%      | 69%      | 74%      | 77%      | 70%      | 75%      | 78%      | 67%      | 72%      | 76%      |
| 固形物量                  | 24.3     | 25.6     | 26.3     | 26.9     | 25.7     | 26.4     | 27.0     | 25.7     | 26.3     | 27.0     |
| 固形分比 (対受入汚泥 ds)       | 26%      | 27%      | 28%      | 29%      | 27%      | 28%      | 29%      | 27%      | 28%      | 29%      |
| P負荷量                  | 744      | 1,176    | 1,312    | 1,413    | 1,047    | 1,120    | 1,172    | 1,234    | 1,354    | 1,425    |
| P収支 (対受入汚泥)           | 39%      | 62%      | 70%      | 75%      | 56%      | 59%      | 62%      | 65%      | 72%      | 76%      |
| P負荷量                  | 137      | 109      | 97       | 87       | 92       | 78       | 68       | 126      | 110      | 96       |
| P収支 (対受入汚泥)           | 7%       | 6%       | 5%       | 5%       | 5%       | 4%       | 4%       | 7%       | 6%       | 5%       |
| 水量                    | 13,630   | 14,016   | 14,208   | 14,401   | 14,026   | 14,224   | 14,422   | 14,198   | 14,433   | 14,661   |
| SS濃度                  | 50       | 50       | 51       | 51       | 50       | 51       | 51       | 50       | 50       | 51       |
| SS負荷量                 | 676      | 706      | 722      | 737      | 708      | 724      | 740      | 709      | 725      | 741      |
| T-P濃度                 | 75       | 43       | 34       | 27       | 54       | 49       | 46       | 38       | 30       | 25       |
| T-P負荷量                | 1,018    | 609      | 484      | 393      | 758      | 698      | 658      | 533      | 427      | 371      |
| PO <sub>4</sub> -P濃度  | 47       | 22       | 15       | 10       | 36       | 34       | 32       | 13       | 8        | 7        |
| PO <sub>4</sub> -P負荷量 | 642      | 308      | 214      | 150      | 502      | 480      | 467      | 181      | 119      | 104      |
| P収支 (対受入汚泥)           | 54%      | 32%      | 26%      | 21%      | 40%      | 37%      | 35%      | 28%      | 23%      | 20%      |

付表 6-6(3) 汚泥集約処理施設内鉄塩添加の効果 検討結果まとめ(3)

| Case                   | 4-21     | 4-22     | 4-23     | 4-24     | 4-25     | 4-26     | 4-27     | 4-28     | 4-29     | 4-30     |
|------------------------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| 水処理方式                  | AO 法     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 送泥時鉄塩添加率               | 1.0%     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| kg-Fe/g-SS             | 909      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 発生汚泥量                  | 9,093    |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 固形物量                   | 94       |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| P 負荷量                  | 1,887    |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| P 濃度                   | 20.0     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 面分 1                   | 5.2      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 面分 2                   | 3.6      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 面分 3                   | 5.2      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| PO <sub>4</sub> -P     | 6.0      |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 酸塩基比                   | 0.87     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| Fe/(P+Si)比             | 0.23     |          |          |          |          |          |          |          |          |          |
| 水量                     | 4,660    | 5,049    | 5,244    | 5,439    | 5,060    | 5,260    | 5,461    | 5,234    | 5,471    | 5,702    |
| SS 負荷量                 | 70       | 76       | 79       | 82       | 76       | 79       | 82       | 78       | 82       | 86       |
| P 負荷量                  | 4        | 4        | 5        | 5        | 4        | 5        | 5        | 5        | 5        | 5        |
| P 含有比率 (対受入汚泥)         | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       | 0%       |
| 鉄塩重量 (施設内使用)           | 0        | 941      | 1,411    | 1,881    | 941      | 1,412    | 1,882    | 941      | 1,412    | 1,882    |
| 苛性ソーダ重量                | 0        | 0        | 87       | 222      | 145      | 223      | 301      | 0        | 278      | 682      |
| 消石灰重量 (塩基度調整用)         | 2,110    | 2,114    | 2,116    | 2,119    | 2,185    | 2,223    | 2,261    | 2,185    | 2,204    | 2,219    |
| 鉄塩添加箇所                 | なし       | 濃縮       | 濃縮       | 濃縮       | 脱水       | 脱水       | 脱水       | 前凝集      | 前凝集      | 前凝集      |
| 鉄塩添加率 (対受入汚泥)          | 0.0%     | 1.0%     | 1.5%     | 2.0%     | 1.0%     | 1.5%     | 2.0%     | 1.0%     | 1.5%     | 2.0%     |
| 塩基度調整 [塩基度]            | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] | あり [1.0] |
| 溶融炉雰囲気                 | 弱還元      | 弱還元      | 弱還元      | 弱還元      | 弱還元      | 弱還元      | 弱還元      | 弱還元      | 弱還元      | 弱還元      |
| 酸塩基比 (溶融炉投入汚泥)         | 1.13     | 1.13     | 1.15     | 1.19     | 1.22     | 1.28     | 1.34     | 1.09     | 1.12     | 1.17     |
| Fe/(P+Si)比 (溶融炉投入汚泥)   | 0.21     | 0.33     | 0.38     | 0.44     | 0.34     | 0.40     | 0.46     | 0.31     | 0.36     | 0.41     |
| スラグ P 固定化率             | 86%      | 86%      | 86%      | 87%      | 87%      | 88%      | 89%      | 85%      | 86%      | 87%      |
| 固形物量                   | 24.3     | 25.6     | 26.3     | 26.9     | 25.7     | 26.4     | 27.0     | 25.7     | 26.3     | 27.0     |
| 固形分比 (対受入汚泥 ds)        | 26%      | 27%      | 28%      | 29%      | 27%      | 28%      | 29%      | 27%      | 28%      | 29%      |
| P 負荷量                  | 1,200    | 1,458    | 1,534    | 1,589    | 1,300    | 1,318    | 1,330    | 1,562    | 1,614    | 1,630    |
| P 収支 (対受入汚泥)           | 64%      | 77%      | 81%      | 84%      | 69%      | 70%      | 70%      | 83%      | 86%      | 86%      |
| P 負荷量                  | 41       | 50       | 50       | 50       | 39       | 37       | 35       | 57       | 56       | 53       |
| P 収支 (対受入汚泥)           | 2%       | 3%       | 3%       | 3%       | 2%       | 2%       | 2%       | 3%       | 3%       | 3%       |
| 水量                     | 13,630   | 14,016   | 14,208   | 14,401   | 14,026   | 14,224   | 14,422   | 14,198   | 14,433   | 14,661   |
| SS 濃度                  | 50       | 50       | 51       | 51       | 50       | 51       | 51       | 50       | 50       | 51       |
| SS 負荷量                 | 676      | 706      | 722      | 737      | 708      | 724      | 740      | 709      | 725      | 741      |
| T-P 濃度                 | 48       | 28       | 22       | 18       | 40       | 38       | 37       | 19       | 15       | 14       |
| T-P 負荷量                | 658      | 387      | 309      | 253      | 558      | 543      | 532      | 273      | 222      | 209      |
| PO <sub>4</sub> -P 濃度  | 40       | 18       | 12       | 8        | 32       | 31       | 30       | 8        | 4        | 4        |
| PO <sub>4</sub> -P 負荷量 | 541      | 245      | 165      | 111      | 446      | 437      | 432      | 109      | 62       | 58       |
| P 収支 (対受入汚泥)           | 35%      | 20%      | 26%      | 13%      | 30%      | 29%      | 28%      | 14%      | 12%      | 11%      |

付表 6-7 運転経費算出結果一覧

| 処理条件   | Case           | 単位      | 単価        | 2-5   |            | 2-7     |       | 2-6   |       | 4-14       |       | 4-17       |       | 4-20       |       |
|--------|----------------|---------|-----------|-------|------------|---------|-------|-------|-------|------------|-------|------------|-------|------------|-------|
|        |                |         |           | 使用量   | 金額         | 使用量     | 金額    | 使用量   | 金額    | 使用量        | 金額    | 使用量        | 金額    | 使用量        | 金額    |
| 水処理方式  | 集約処理施設 Fe 添加箇所 |         |           | 標準法   | 凝集剤添加法(Fe) | AO 法    |       | AO 法  |       | AO 法       |       | AO 法       |       | AO 法       |       |
|        |                |         |           | —     | —          | Fe 添加なし |       | 濃縮    |       | 2.0%-Fe/ds |       | 脱水         |       | 2.0%-Fe/ds |       |
| Fe 添加率 |                |         |           | —     | —          | —       |       | —     |       | 2.0%-Fe/ds |       | 2.0%-Fe/ds |       | 2.0%-Fe/ds |       |
|        |                |         |           | 使用量   | 金額         | 使用量     | 金額    | 使用量   | 金額    | 使用量        | 金額    | 使用量        | 金額    | 使用量        | 金額    |
| 運転経費   | 薬剂             | kg-Fe/日 | 227 円/kg  | 933   | 212        | 4,440   | 1,008 | 909   | 206   | 2,790      | 633   | 2,791      | 633   | 2,791      | 633   |
|        |                | kg-Fe/日 | 227 円/kg  | 0     | 0          | 3,458   | 785   | 0     | 0     | 0          | 0     | 0          | 0     | 0          | 0     |
|        |                | kg-Fe/日 | 227 円/kg  | 933   | 212        | 982     | 223   | 909   | 206   | 909        | 206   | 909        | 206   | 909        | 206   |
|        |                | kg-Fe/日 | 227 円/kg  | 0     | 0          | 0       | 0     | 0     | 0     | 1,881      | 427   | 1,882      | 427   | 1,882      | 427   |
|        | 電力             | kg/日    | 40 円/kg   | 2,128 | 85         | 2,172   | 87    | 2,110 | 84    | 2,119      | 85    | 2,261      | 90    | 2,217      | 89    |
|        |                | kg/日    | 244 円/kg  | 1,897 | 463        | 2,010   | 490   | 1,857 | 453   | 2,208      | 539   | 2,291      | 559   | 2,710      | 661   |
|        |                | kg/日    | 244 円/kg  | 0     | 0          | 0       | 0     | 0     | 0     | 222        | 54    | 301        | 73    | 684        | 167   |
|        |                | kg/日    | 244 円/kg  | 1,897 | 463        | 2,010   | 490   | 1,857 | 453   | 1,986      | 485   | 1,990      | 486   | 2,026      | 494   |
|        | 電力             | kg/日    | 1000 円/kg | 752   | 752        | 796     | 796   | 734   | 734   | 786        | 786   | 283        | 283   | 803        | 803   |
|        |                |         |           |       | 1,512      |         | 2,381 |       | 1,477 |            | 2,043 |            | 1,565 |            | 2,186 |
|        |                | MWh/日   | 12 円/kWh  | 2.0   | 24         | 2.1     | 25    | 1.9   | 23    | 1.9        | 23    | 1.9        | 23    | 1.9        | 23    |
|        |                | MWh/日   | 12 円/kWh  | 17.1  | 205        | 18.1    | 217   | 16.7  | 200   | 16.8       | 201   | 16.7       | 201   | 18.3       | 219   |
|        | 電力             | MWh/日   | 12 円/kWh  | 11.0  | 132        | 11.6    | 139   | 10.7  | 128   | 11.5       | 137   | 10.7       | 129   | 11.7       | 140   |
|        |                | MWh/日   | 12 円/kWh  | 56.6  | 680        | 60.0    | 720   | 55.4  | 665   | 59.3       | 711   | 59.4       | 713   | 60.5       | 726   |
|        |                | MWh/日   | 12 円/kWh  | 6.5   | 78         | 6.7     | 80    | 6.3   | 76    | 6.4        | 77    | 6.4        | 77    | 6.9        | 83    |
|        |                | MWh/日   | 12 円/kWh  | 93.1  | 1,119      | 98.4    | 1,181 | 91.1  | 1,092 | 95.8       | 1,149 | 95.2       | 1,143 | 99.3       | 1,191 |
|        | 運転経費合計         | kL/日    | 30 円/L    | 28.3  | 850        | 30.0    | 900   | 27.7  | 832   | 29.6       | 889   | 29.7       | 891   | 30.2       | 907   |
|        |                |         |           |       | 3,481      |         | 4,462 |       | 3,401 |            | 4,081 |            | 3,599 |            | 4,284 |





## 第7章 結論

下水処理とは本来、下水中の有機汚濁物質を分解除去し、衛生学的安全性を確保した後、河川、湖沼や海洋へ清澄な水を還元することであった。下水汚泥はその過程で副次的に発生するものであり、その質、量は下水の性状と下水処理方式に依存している。汚泥処理は下水処理から発生するものをそのまま受け入れ、固液分離により減量し、嵩を減らして不要物として処分されてきた。処分場の延命化を図るため汚泥は焼却処分されるようになり、最近ではさらに減量化するためと同時に生成物の資源化の用途を拡大するために、高温の熔融処理を行うことも増えてきた。

しかし、常に汚泥処理は受け身の立場であり、水処理を前提にしたものであった。濃縮や脱水などの固液分離プロセス、嫌気性消化の生物学的処理、焼却や熔融などの熱操作、全てにわたって汚泥の由来と性状に依存しているにもかかわらず、水処理との相互の依存性に言及し、汚泥処理の立場から水処理方式やその運転方法などを論ずることはまれであった。処分場の不足問題を中心として汚泥処理のあり方が重要視され、エネルギー消費、維持管理の観点から汚泥処理の比重が高まるにつれて、再利用・資源化のための汚泥処理のあり方が問われ始めた。

熔融処理は 1,300℃以上の高温で汚泥や焼却灰を熱処理するプロセスであり、生成されるスラグを建設資材などとして有効利用できる有望な処理方式として注目され、その導入が進み 25 基にのぼる熔融炉が実用に供されている。しかし、その実施設での稼働とともに新たな課題も明らかになってきた。そのひとつが熔融プロセスでの下水汚泥中のリンの揮散問題であった。高温処理により汚泥中のリンが排ガスへ移行し、その処理過程でボイラ、熱交換器などの設備に付着して、強烈な腐食や閉塞などの障害を起こした。下水汚泥熔融炉の一号機であった富山県小矢部川流域二上浄化センターをはじめとして、大阪南エースセンター、福岡県御笠川・那珂川流域御笠川浄化センターと次々と類似の障害が発生した。その障害の原因究明とそれを防ぐ手段の特定が緊急の課題となった。その原因が付着物の性状分析などからリンを主成分とする物質であることが推定されるに至り、熔融炉とリンの挙動の関係、汚泥の組成とその発生機構との関係などに注目すべきであることが明らかになってきた。リンは生活排水としての下水中に必ず存在するものであり、汚泥へと移行することにより下水から除去されることから、今後高度処理が普及するに比例して汚泥処理に持ち込まれるリンの量は増加していくことになる。したがって、汚泥熔融炉におけるリンの挙動に関わる問題はさらに重要性を増すことになる。

本論文はこのような背景のもと、熔融炉でのリンの挙動に関わる実態を明らかにすること、その上で熔融プロセスでのリンの挙動に与える影響因子を特定すること、さらに熔融炉の安定運転と熔融プロセスからの返流水によるリン排出負荷量を削減する方法を明らかにすることを目的としたものである。その中でリンを汚泥中に取り込む水処理方式との関わりについても言及

した。特に汚泥集約処理システムを研究対象とすることで、リンの挙動に関して返流水が与える影響の度合いが大きいこと、汚泥の発生源である水処理方式にいくつかの組み合わせが存在しうること、その中で高度処理方式として嫌気好気活性汚泥法や凝集剤添加法などが採用される可能性が高いこと、また、集約処理を行うにあたって汚泥をスラリー状態で送泥するプロセスを含むことになるが、その間でのリンの挙動がシステム内に影響を与える可能性が高いなど、さまざまな要因が絡みあうことになる。

熔融プロセスにおけるリンの挙動に関する主な支配要因として、熔融炉の運転雰囲気と汚泥組成の中で酸性酸化物質、塩基性酸化物質に注目して解析を行った。研究の進め方としてはまず、現存する汚泥熔融システムの現状を把握する中で、リンの挙動実態を明らかにし、その問題点を抽出した。さらに小規模実験により、熔融プロセスにおけるリンの揮散あるいはスラグへの固定と汚泥の組成、熔融雰囲気との因果関係を明らかにし、その中で指標を見いだした。それをもとに実プラントのデータにより検証を行い、制御の有効性を確認した。また、集約処理システムからのリン排出負荷量を削減するためには、汚泥からのリンの吐き出し量を定量化することが必要となるが、そのため、汚泥中のリン成分の形態、リンの溶出量とリンの存在形態との関連性を明らかにして、水処理方式との関係および溶出抑制の方法を定量的に示すことを試みた。これらのことを総合化することで集約処理システムにおけるリンの挙動全体を把握することができ、目的とする熔融炉の安定運転とリン排出負荷量の削減をあわせて実現できる方策を提言することが可能となった。それを検証するためリンの挙動モデルを構築し、物質収支をシミュレートすることでさまざまな条件での挙動を予測し、対策を運転経費による経済性の検討を含めて検証した。一連の検討の中で鉄塩の含有量がリンの挙動に大きく影響することが判明したことから、鉄塩のシステム全体の中での使い方を水処理から集約処理システム内での各所での使い方まで総合的に判断してその最適方法を提案した。

以下に本研究で明らかになったことをまとめて述べる。

第2章では、

- ① 汚泥熔融炉において熱交換器、ボイラ、電気集塵機など排ガス処理設備に付着、堆積して閉塞や金属腐食を起こしたダスト中には14.3% ( $P_2O_5$  換算 32.8%) から 29.1% (同 66.7%) の高濃度のリンが検出され、これらの障害を起こすダストの主成分がリン化合物であり、熔融炉から揮散した汚泥中のリンがその原因物質となることが分かった。この揮散したダストのリン濃度は、リン鉱石に含まれる  $P_2O_5$  濃度 31.3% に比べさらに高濃度のものであった。
- ② 実際の表面熔融炉が採用されている大阪南エースセンターでの熔融炉周りの実態調査では、熔融炉でのリンのスラグへの固定化率は75%にとどまっていた。ここでの乾式電気集塵機へのリン付着の状況は、脱水汚泥が石灰系から高分子凝集剤による脱水方法へ転換するに従い付着傾向が顕著になっていた。
- ③ 汚泥集約処理施設は汚泥処理にともなう排水処理が新たな問題となり、特に汚泥熔融炉

を含むシステムの場合には、溶融により揮散したリンが湿式の排ガス処理で回収され、返流水に高濃度で含まれることが問題となる。

- ④ その実態を大阪南エースセンターでみると、搬入される汚泥中のリン収支は溶融スラグに固定されるものが 65%、ガスとして排出されるものはなく、残りが返流水として隣接する下水処理場へ戻されており、その割合はリン収支上の不明分を考慮すると 14~32%の範囲であった。また、エースセンター内では 14%のリンが返流水処理汚泥として系内を循環していた。
- ⑤ 下水の高度処理が普及していくと汚泥中のリン含有率は高まる。汚泥集約処理においてその影響を予測すると、現状の大阪南エースセンターのシステムでは持ち込みリンの 32%が返流水処理水として系外へ排出されることになり、この量は隣接処理場の流入リン負荷量を上回るものであり、集約処理施設内でのリン対策が必要であることが明らかになった。
- ⑥ そこで本研究では、汚泥溶融炉を含む汚泥集約処理施設において、
  - ・ 溶融炉の安定運転を可能にする
  - ・ リンを溶融スラグへ固定化することで安定した系外排出を行う
  - ・ システムからの排出される返流水中のリン負荷量を削減する

これらを前提として、溶融プロセスにおけるリン挙動の解析とその制御因子を特定することを研究課題として取り上げ、それを踏まえて実プラントでその妥当性を検証し、上記目的を可能とする運転条件を提案することとした。

第3章では、集約処理施設に持ち込まれる汚泥中のリンについて、水処理方式とそこから発生する汚泥中のリン挙動の関係、特にリン溶出と汚泥組成との関係、および鉄塩添加によるリン溶出抑制効果を確認した。

- ① 下水汚泥中のリンの存在形態を形態分析により分画した。余剰汚泥中のリンについて、T-P濃度は 20.2~47.6 mg-P/g-SS の範囲であり、そのうち金属リン酸が主体の画分1は、無機凝集剤を用いない方式では 2.7~8.3 mg-P/g-SS の範囲であるのに対し、凝集剤添加法では 13.9~20.5 mg-P/g-SS と明らかに多いことが分かった。低分子ポリリン酸が主体の画分2は、標準法余剰汚泥が最も少なくその平均で 2.0 mg-P/g-SS (2.6 mg-P/g-VSS)、AO 法では平均で 9.1 mg-P/g-SS (11.4 mg-P/g-VSS)、最大で 16.5 mg-P/g-SS (20.6 mg-P/g-VSS) と高い含有率を示した。生物体あるいは高分子ポリリン酸と見られる画分3は他の画分に対し相対的に高い比率で存在し、標準法では 8.0 mg-P/g-SS (10.5 mg-P/g-VSS)であり、全サンプルの平均値は 15.1 mg-P/g-SS (19.8 mg-P/g-VSS)であった。
- ② 集約処理システムにおける送泥や貯留プロセスでのリンの挙動を推定するために、汚泥からのリン溶出実験を行った。初沈汚泥からのリン溶出はわずかであったのに対して、余剰汚泥あるいは初沈、余剰の混合汚泥のリン溶出は水処理方式により大きく異なった。余剰汚泥では AO 法と擬似 AO 法では 72 時間経過後にはリン溶出率として 40%を越え、凝集剤添加 A2O 法では 23%、凝集剤添加循環法では 2%であり、標準法では 8%と、水処理方

式による差異が明らかであった。このリン溶出は汚泥の嫌気性分解に伴うものではなく、過剰摂取分の再溶出によるものと考えられ、リン溶出は24～48時間かけた緩やかなものであった。混合汚泥ではリンの溶出は基本的に余剰汚泥由来と判断され、水処理方式による差異は余剰汚泥単独の場合とほぼ同傾向であった。ただしリン溶出速度は余剰汚泥単独の場合と異なり、初沈汚泥中の易分解性有機物により余剰汚泥に過剰摂取されていたリンの吐き出しが促進され、初期数時間以内に急激にリンが溶出する結果となった。

- ③ 72時間の溶出実験では、画分1の変化はほとんどなく、画分2は凝集剤を添加する方式以外では2.5～4.4 mg/g-SS (3.0～5.4 mg-P/g-VSS) の範囲に収斂されていき、標準法余剰汚泥の濃度に近いものとなった。画分3は生体内リンと高分子ポリリン酸と考えられるが、時間とともに減少し、72時間後の画分3濃度は余剰汚泥で5.4～10.0 mg-P/g-VSS (平均8.1 mg-P/g-VSS) となった。この値は、高分子ポリリン酸の分解が終了し、残りは生体内リンと考えてよいと思われる。
- ④ 画分2と3の減少により溶出するリンは、外部から加えた凝集剤やもともと含まれる金属成分により不溶化することから、これらの要因とリンの溶出量との関係を求めた。その結果、汚泥中のCa, Fe, Al, Mgの和(T-Me)と初期汚泥中の画分2と画分3のリン含有量との物質比(T-Me/(画分2+画分3)-P)と72時間後のリン溶出量との関係を次式で表せることが分かった。この式をもとに汚泥中のリン濃度とその形態および汚泥中の金属量、凝集剤として加える金属量を設定することでリン溶出量を推定できる。

$$P(S)_{72} = -4.14 \times \frac{T - Me}{(\text{画分2} + \text{画分3}) - P} + 20.0 \quad \cdots \cdots (7.1)$$

ただし  $P(S)_{72}$  : 72時間後の溶出リン濃度 (mg-P/g-SS)

T-Me : 汚泥中のCa, Fe, Al, Mg含有率の総和 (mol/g-SS)

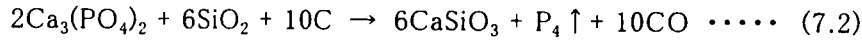
(画分2+画分3)-P : 初期汚泥中の画分2, 3のリン含有率 (mol/g-SS)

- ⑤ 上記推定式で求まる溶出ポテンシャル量の約7割が初期の7時間以内に溶出し、ほぼ0次反応としてリン溶出速度を見なすことができた。

第4章では、小型電気炉を用いた基礎実験により溶融プロセスにおけるリンの挙動解析を試みた。

- ① リン鉱石からの乾式リン製造法は、 $Ca_3(PO_4)_2$ を主成分とするリン鉱石とケイ酸およびコークスを電気炉に充填し、その中に炭素電極を挿入し、1300～1500℃程度に電熱加熱することで行われる。リンは電気炉から単体のリン蒸気として排ガスとともに揮散し、後工程の凝縮器で冷却され液状の単体リンとして回収される。下水汚泥溶融プロセスは、いずれの方式においても汚泥中の無機分を約1300～1400℃で加熱溶融するという点で、リン鉱石からの乾式リン製造法と共通する部分がある。そのため汚泥溶融においても、乾式リン製造

時と同様の化学反応が起っている可能性が高い。乾式リン製造において起こる化学反応は、次式のように表される。ここで  $\text{SiO}_2$  は酸として、コークスは還元剤として働き、この中で酸塩基反応と酸化還元反応の連続反応と解釈できる。

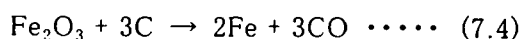


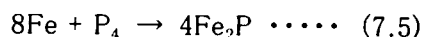
- ② 先に述べたように下水中のリンの存在形態は水処理方式に依存している。しかし、熔融プロセスにおけるリン挙動に関しては、その元の形態には依存しなくなり、むしろリンを取り巻く元素が作り出す環境、すなわち元素組成に依存してくる。
- ③ 炭素を添加した実験により、リンの熔融における揮散には還元剤の影響を受けることが明らかとなり、還元度が高まるほどリンの揮散率が上昇することがわかった。焼却灰に各金属試薬を添加した実験の結果、Si がリン揮散に働き、Ca, Fe, Al が固定化に作用する傾向を示した。元素成分がリン挙動に与える影響について、Lux-Flood の酸塩基の定義により考察すると、下水汚泥中に含まれる金属などの酸化物は酸性、塩基性、両性物質に分類できるが、Ca や Fe(II) の塩基性酸化物となりうる金属化合物、あるいは Al や Fe(III) のような両性酸化物であるが塩基性の振る舞いをする可能性のある金属化合物は酸性酸化物と反応して塩をつくる。 $\text{P}_2\text{O}_5$  は酸性酸化物であるため、Ca や Fe, Al の含有量が増えるとそれらの金属と塩をつくりスラグ中に固定化される結果となる。一方  $\text{SiO}_2$  は酸性酸化物であるため  $\text{P}_2\text{O}_5$  と競合する形になり、Si 成分の増加は  $\text{P}_2\text{O}_5$  を遊離するように作用し、結果としてリンの揮散を促す。このことから、Ca, Fe, Al, P, Si の 5 つの元素成分について酸と塩基に分類し、酸と塩基の各元素の物質量の和を各々分母と分子にとり、酸塩基比として以下のように定めた。

$$\text{酸塩基比} = \frac{3 \times \text{Ca} + 2 \times \text{Fe} + \text{Al}}{3 \times \text{P} + 2 \times \text{Si}} (\text{mol/mol}) \cdots\cdots (7.3)$$

るつぼ実験の結果を整理すると、この酸塩基比において 0.7 付近を境にしてスラグへのリン固定化率は急激に変化し、一定の条件下ではこの指標でリンの挙動を説明できる。

- ④ 熔融におけるリンの挙動に関して、炭素添加率を上げ還元度を高めるとリン揮散率は上昇する。また、実際に熔融炉においてもコークスベッド炉のようにコークス存在下で熔融する場合にはリン揮散率は高く、還元度の強さでリンの挙動が変化する。るつぼ実験でも炭素添加率を高める、あるいはるつぼ形状を変え酸素との接触を少なくするとリン揮散率は上昇した。このような強還元雰囲気においては、(7.3)式ではその挙動をうまく説明できない。この条件下における金属試薬添加による影響を見た実験では、Si がリン揮散に作用し、リン固定化に作用したのは Fe のみであった。ここでは(7.4)式と(7.5)式に従い、リンは  $\text{Fe}_3\text{P}$  として金属中に取り込まれる割合が増大し、揮散したリンは Fe に固定されたものと考えられる。





そこで強還元雰囲気においてリン揮散挙動を予測する指標として、Fe/(P+Si)比を定義した。ここではリン固定化に作用する元素としてFeを、リン揮散に作用する元素としてSiとPを取り上げ、以下のように定義した。

$$\text{Fe}/(\text{P}+\text{Si})\text{比} = \frac{\text{Fe}}{\text{P}+\text{Si}} (\text{mol/mol}) \cdots \cdots (7.6)$$

この指標とリン固定化率は強い正相関を示し、Fe/(P+Si)比が0.4を越すと75%以上のリン固定化率となった。

第5章では、2ヶ所の溶融実プラントにおいて基礎実験で得られた知見を検証し、リンの挙動制御について確認を行った。

- ① 大阪南エースセンターでは、第2章での調査時には酸塩基比が1.34であったが、ここでは消石灰による塩基度調整により、これを1.60として高い塩基度で運転を実施した。その結果、スラグへのリン固定化率は93%に上昇し、洗煙排水中のリン負荷量も1/2以下と大幅に減少して効果が認められた。一方、Fe/(P+Si)比は0.20と原汚泥中のFeが少なく低い値であったが、(7.6)式で説明しうる結果とはならなかった。溶融雰囲気の還元度が弱く、酸塩基比での説明が妥当な領域であったと言える。このときの溶融炉投入汚泥の塩基度は1.46と通常の管理指標である1.0より高く、融点が増加することで溶融炉主燃焼室温度を高めた運転となった。したがって、長期の安定運転を行うためには消石灰以外の酸塩基調整剤が望ましい。
- ② 御笠川浄化センターでは、消石灰による塩基度調整と汚泥脱水プロセスにおけるポリ鉄添加による調整を比較した。溶融炉投入汚泥の塩基度を通常の0.6～1.1に対して、1.3～1.6と高めに設定した運転では、酸塩基比は0.79から1.44に上昇した。このとき、スラグへのリン固定化率は37%から47%とわずかに上がったが、半分以上のリンが排ガスへ移行し、粘着性の高いボイラダストが検出され、安定運転を確保する目標を達成できなかった。次に脱水助剤としてポリ鉄を4～8%-Fe/ds添加し、酸塩基比を1.02、Fe/(P+Si)比を0.12から0.46に上げた運転を行った。この場合にはスラグへのリン固定化率は80%以上に向上し、ダスト性状も粘着性が低い性状へと改善され、長期安定運転が可能となった。また、溶融炉運転温度も変化が見られなかったことから、鉄塩添加によるFe/(P+Si)比の上昇が有効な手段であったことが証明された。さらに脱水分離液の $\text{PO}_4\text{-P}$ 濃度も低下して返流水の水質改善への効果も見られた。
- ③ 実プラントの溶融炉を用いた検証で、消石灰が有効な場合、鉄塩添加が有効な場合があった。これは溶融炉内の還元度が異なることによるものと推定されるが、この酸化還元雰囲気の定量化、これと酸塩基比、Fe/(P+Si)比との正確な関連づけについては今後の検討が

必要である。

第 6 章では、汚泥熔融炉を中心とする汚泥集約処理施設におけるリンの挙動に関して、熔融炉の安定運転、集約処理施設からの返流水リン排出負荷量の削減を課題として、これまでの知見をもとに下水処理場での汚泥発生、送泥プロセス、濃縮・脱水プロセス、熔融プロセス、返流水処理プロセスを含む全体システムを想定し、その物質収支モデルを構築して、下水処理方式の影響とリンを制御するための鉄塩添加の最適化を中心にシミュレーションを行った。

- ① 熔融炉の安定運転と返流水によるリン排出負荷量の削減を同時に達成するためには、下水高度処理方式を鉄塩を用いた凝集剤添加法を採用する、嫌気好気活性汚泥法の場合には集約処理施設内での濃縮プロセス、あるいは返流水処理プロセスで鉄塩を添加する方法が有効であることが示された。
- ② その場合の鉄塩必要量は凝集剤添加法で下水中の溶解性リンに対して 2.0 倍当量の Fe を加える、濃縮、返流水プロセスへは 2.0%-Fe/ds の添加が必要であった。
- ③ 運転経費を検討すると、リン除去を組み込んだ高度処理を前提としたシステムでは、鉄塩添加の位置として濃縮プロセス、返流水処理プロセス、凝集剤添加法の順に安価であり、標準法を採用している場合に比べ、1.17、1.23、1.28 倍の経費増となる。
- ④ 今後、高度処理が順次導入された場合には、集約処理施設でのリン対策は不可欠であり、鉄塩を用いた対策が有効であることが示された。

以上のように、汚泥熔融炉を含む下水汚泥集約処理システムにおいて、リン対策が不可欠であることを実態調査により明らかにし、その対策として熔融炉でのリンの挙動解析をもとに成分調整による管理指標を提案し、それを実プラントで検証できた。鉄塩を有効に使用することで熔融炉安定運転と返流水対策が両立することを示し、さらにはその鉄塩の使用方法について水処理方式を含めた全体システムにおいて提案することができた。

熔融炉の酸化還元雰囲気の定量化、リンを資源として回収することを視野においた検討など今後の検討課題も残したが、汚泥集約処理という有望なシステムの発展に本研究が生かされると信じるものであり、残された課題を追求することでさらなる発展につなげたい。





## 謝 辞

本研究の実施と論文作成に当たり、終始御指導、御鞭撻を賜った京都大学大学院工学研究科教授宗宮功博士に心から感謝いたします。

また、本研究を開始した当初より、多くの適切なる御助言と御指摘とともに暖かい励ましを頂戴した京都大学大学院工学研究科教授武田信生博士、同環境質制御研究センター教授津野洋博士に深く感謝いたします。

さらに、本研究の実施に当たり、有益な御助言と叱咤激励を頂いた元日本下水道事業団堺好雄博士、同じく三品文雄博士をはじめとする若山正憲氏他の日本下水道事業団の各位には深く感謝いたします。また、データ収集にご協力いただいた日本下水道事業団大阪南エースセンター、福岡県御笠川浄化センターの皆様方に厚く御礼申し上げます。

なお、筆者の勤務先である、株式会社クボタの取締役上下水エンジニアリング事業部長清水治博士には本研究の緒を開いていただき、また、一貫して厚い御指導を頂戴いたしました。さらに株式会社クボタ環境研究部小出典宏氏、同小松敏宏博士には、本研究遂行に当たり調査、実験、解析等多方面で多大な協力を頂きました。ここに併せて心より感謝の意を表します。